



**Deutsches Zentrum  
für Luft- und Raumfahrt e.V.**  
in der Helmholtz-Gemeinschaft



RHEINISCH-WESTFÄLISCHE TECHNISCHE HOCHSCHULE AACHEN  
STUDIENGANG MASCHINENBAU

# **Solarthermische Wasserstoffherzeugung: Prozessentwicklung für den Schwefel-Hybrid-Zyklus**

## **Diplomarbeit**

am

Institut für Technische Thermodynamik  
Solarforschung

vorgelegt von

cand.-Ing. Dominik Quantius

(Matrikel-Nr.: 224545)

Betreuer: Univ.-Prof. Dr.-Ing. Robert Pitz-Paal

LEHR- UND FORSCHUNGSGEBIET SOLARTECHNIK

Köln, März 2007



## **Erklärung**

Ich versichere, diese Arbeit im Rahmen der üblichen Betreuung selbstständig angefertigt und keine anderen als die angegebenen Quellen benutzt zu haben.

Köln, im März 2007



## **Vorwort**

Diese Diplomarbeit wurde im DLR-Institut für technische Thermodynamik in Köln-Porz durchgeführt. Für die stets ausgezeichnete Betreuung und das außerordentlich angenehme Arbeitsumfeld möchte ich mich in besonderer Weise bei Herrn Dipl.-Ing. Mark Schmitz bedanken.

Ebenso gilt mein besonderer Dank Herrn Univ.-Prof. Dr.-Ing. Robert Pitz-Paal für die Möglichkeit, diese Diplomarbeit anzufertigen.



# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung</b>	<b>1</b>
1.1	Ziel der Diplomarbeit	2
1.2	Das Projekt HYTHEC	3
<b>2</b>	<b>Grundlagen</b>	<b>6</b>
2.1	Der Schwefel - Hybrid - Zyklus	6
2.2	Nutzung der thermischen Energie der Sonne	8
2.3	Nutzung der thermischen Energie eines Kernreaktors	11
2.4	Die Simulationssoftware Aspen Plus	13
<b>3</b>	<b>Modellierung der Anlage zur Wasserstoffherzeugung</b>	<b>14</b>
3.1	Globale Einstellungen	14
3.2	Einzelne Anlagenelemente	14
3.2.1	Schwefelsäure-Spaltungs-Reaktor	14
3.2.2	SO <sub>3</sub> -Rekombination	15
3.2.3	O <sub>2</sub> -Separationskolonne	16
3.2.4	Elektrolyse	18
3.2.5	Wärmeübertrager	18
3.2.6	Abscheider	19
3.2.7	Pumpen	20
3.2.8	Kompressoren	20
3.2.9	Turbinen	20
3.2.10	Splitter	21
3.2.11	Mixer	21
3.2.12	Drosselventile	21
3.2.13	Tanks	22
3.2.14	Switch	22
3.3	Rein solare Anlage mit integrierter Gewinnung von elektrischer Energie	23
3.3.1	Grundfließbild	23
3.3.2	Verfahrensfließbild von Nils Gathmann	25
3.3.3	Überarbeitetes Verfahrensfließbild	26
3.3.4	Berechnung des Jahresumsatzes	30
3.4	Rein solare Anlage mit separater Gewinnung von elektrischer Energie	33
3.4.1	Grundfließbild	33
3.4.2	Verfahrensfließbild	34

3.4.3	Berechnung des Jahresumsatzes .....	37
3.5	Modell einer Hybridanlage .....	38
3.5.1	Grundfließbild .....	39
3.5.2	Solarer Anlagenteil .....	43
3.5.3	Nuklearer Anlagenteil .....	44
3.5.4	Gesamtverfahrensfließbild .....	47
3.5.5	Berechnung des Jahresumsatzes .....	48
<b>4</b>	<b>Kostenabschätzung .....</b>	<b>52</b>
<b>5</b>	<b>Bewertung der verschiedenen Konzepte .....</b>	<b>57</b>
5.1	Wirkungsgrad .....	57
5.2	Energiebilanz .....	58
5.3	Kosten .....	59
<b>6</b>	<b>Zusammenfassung und Ausblick .....</b>	<b>62</b>
<b>7</b>	<b>Anhang .....</b>	<b>63</b>
7.1	Formelzeichen und Abkürzungen .....	63
7.2	Abbildungsverzeichnis .....	64
7.3	Literaturverzeichnis .....	66
7.4	Verfahrensfließbilder mit Stoffstromtabellen .....	68
7.4.1	Rein solare Anlage mit integrierter Gewinnung elektrischer Energie nach Nils Gathmann bei 57,6 MW thermischer Receiverleistung .....	68
7.4.2	Rein solare Anlage mit integrierter Gewinnung elektrischer Energie überarbeitet bei 64,9 MW thermischer Receiverleistung .....	73
7.4.3	Rein solare Anlage mit separater Gewinnung elektrischer Energie bei 40,04 MW thermischer Receiverleistung .....	79
7.4.4	Nuklearer Anlagenteil der Hybridanlage bei 2,18 MW thermischer Schwefelreaktorleistung .....	85
7.4.5	Hybridanlage bei 50 MW solarer und 2,18 MW nuklearer thermischer Schwefelreaktorleistung .....	93

---

7.5	Investitionskostenrechnung .....	103
7.5.1	Kosten für Anlagenbauteile des rein solaren 50 MW-Modells .....	103
7.5.2	Kosten für Anlagenbauteile des rein solaren 290 MW-Modells .....	107
7.5.3	Kosten für Anlagenbauteile des rein nuklearen 50 MW-Modells .....	111
7.5.4	Kosten für Anlagenbauteile des rein nuklearen 300 MW-Modells .....	115
7.5.5	Kosten für Anlagenbauteile des hybriden 100 MW-Modells .....	119
7.5.6	Kosten für Anlagenbauteile des hybriden 590 MW-Modells .....	123
7.5.7	Nebenrechnung für die rein solaren Anlagenmodelle .....	127
7.5.8	Nebenrechnung für die rein nuklearen Anlagenmodelle .....	128
7.5.9	Nebenrechnung für die hybriden Anlagenmodelle .....	130
7.5.10	Investitionskostenanteile des Kernreaktors .....	132



## 1 Einleitung

Durch Einsatz von Energie wird unser gegenwärtig hoher Lebensstandard ermöglicht. Dabei ist aber die Deckung der korrespondierenden Energienachfrage bzw. die Bereitstellung der daraus resultierenden Energiedienstleistung (z.B. warmer Raum, Information, Mobilität) mit einer Reihe von Umweltbeeinflussungen und –auswirkungen verbunden, die von der bezüglich potenzieller Umwelteffekte sensibilisierten Gesellschaft am Beginn des 21. Jahrhunderts immer weniger toleriert werden. Deshalb war und ist dieses „Energieproblem“ im Zusammenspiel mit dem ursächlich damit zusammenhängenden „Umweltproblem“ in den energietechnischen und –politischen Diskussionen in Deutschland, Europa und z. T. auch weltweit eines der bestimmenden Themen. Daran wird sich auch in absehbarer Zukunft aus gegenwärtiger Sicht nichts ändern, wie sich an der weltweiten Kontroverse um die möglichen Gefahren des anthropogenen Treibhauseffektes zeigt. Eher ist mit steigendem Wissensstand und fortschreitendem Erkenntnisprozess von einer zunehmenden Problematisierung der mit der Energienutzung im weitesten Sinne zusammenhängenden Effekte auszugehen. [Kal]

Einen Ausweg aus dieser Problemstellung stellt der Übergang unserer Energiewirtschaft in eine regenerative Wasserstoffwirtschaft dar. Wasserstoff ( $H_2$ ) ist farb- und geruchlos und vollkommen ungiftig. Wasserstoff verbrennt mit unsichtbarer Flamme und strahlt dabei wenig Wärme ab. Bei der Verbrennung von Wasserstoff entstehen nur Wasserdampf und in geringen Mengen Stickoxide. Durch eine geeignete Prozessführung lässt sich die Entstehung von Stickoxiden besser kontrollieren als bei der Verbrennung fossiler Energieträger. Bei der Verwendung von Wasserstoff in Brennstoffzellen entstehen keine umweltrelevanten Abgase, nur reines Wasser. Wasserstoff wiegt gasförmig 0,09 g pro Liter und ist damit 14-mal leichter als Luft. Wasserstoff wird ab  $-253\text{ °C}$  flüssig und wiegt dann 71 g/Liter. Wasserstoff hat die höchste massenbezogene Energiedichte aller Energieträger: 1 kg Wasserstoff enthält so viel Energie wie 2,1 kg Erdgas oder 2,8 kg Benzin. Volumenbezogen dagegen beträgt die Energiedichte von flüssigem Wasserstoff nur ein Viertel derjenigen von Benzin und ein Drittel derjenigen von Erdgas. Druckwasserstoff bei 70 MPa (700 bar) erreicht bis zu 75 % der Energiedichte von Flüssigwasserstoff.

Wasserstoff ist kein Primärenergieträger wie Kohle, Erdöl oder Erdgas, die alle einem begrenzten Reservoir entnommen werden und dadurch eines Tages nicht mehr zur Verfügung stehen werden. Wasserstoff als Energieträger ist eher vergleichbar mit elektrischem Strom, der aus vielen unterschiedlichen Quellen erzeugt werden kann. Dies können erneuerbare Quellen oder fossile Energieträger unter Ausstoß von Kohlendioxid sein. Im Gegensatz zu elektrischem Strom ist Wasserstoff allerdings sehr gut speicherbar und

lässt sich auch über längere Strecken transportieren. Dadurch lässt sich die Erzeugung von der Verwendung von Energie zeitlich wie räumlich entkoppeln.

Gegenwärtig fällt der größte Teil des umgesetzten Wasserstoffs als Nebenprodukt in der chemischen Industrie z.B. bei der Chlorherstellung oder bei Rohölraffinerieprozessen an. Für die Einführung einer Wasserstoffwirtschaft sind allerdings derzeit zwei wesentliche Erzeugungspfade für den Wasserstoff von Interesse. Zum einen die Elektrolyse von Wasser, betrieben mit elektrischem Strom, als zweites die Reformierung wasserstoffhaltiger Gase wie Erdgas oder Biogas. Für die Hauptpfade gibt es jeweils viele Unterpfade, denn elektrischer Strom kann aus vielen Quellen stammen, wasserstoffhaltige Gase lassen sich z.B. auch aus Kohle, Erdöl oder Methanol herstellen, Biomassevergasung kann sich verschiedener Biomassearten bedienen. [Deu]

Zukünftig wird es vielleicht noch weitere Pfade geben, etwa die Wasserstoffproduktion durch Algen oder Hochtemperaturprozesse. Zu diesen Hochtemperaturprozessen zählt z. B. die selektive Oxidation und Reduktion von Metalloxiden mit Wasserdampf. Dieser Kreisprozess basiert auf einem Metalloxid-System (hauptsächlich Ferrite), das Sauerstoff aus Wassermolekülen abspalten und reversibel in seine Kristallstruktur einbinden kann. Im ersten Schritt wird am Metalloxid vorbeiströmender, heißer Wasserdampf durch Bindung des Sauerstoffs an das angeregte Metalloxidgitter bei Temperaturen von etwa 600 bis 800 °C gespalten und Wasserstoff freigesetzt. Im zweiten Schritt wird bei Temperaturen von 1100 bis 1300 °C der zuvor in das Gitter eingebaute Sauerstoff wieder abgegeben und das Metalloxid regeneriert. Der Schwefel-Jod- und der Schwefel-Hybrid-Prozess bilden eine weitere Gruppe von thermochemischen Kreisprozessen. Sie haben beide den Hochtemperaturschritt zur Spaltung von Schwefelsäure gemein, der bei Temperaturen von 800 bis 1200 °C stattfindet. In Kapitel 2.1 wird der Schwefel-Hybrid-Prozess näher erläutert.

## **1.1 Ziel der Diplomarbeit**

Ziel der Diplomarbeit ist es, ein optimiertes Prozessschema für den gemischt solar-nuklear betriebenen Schwefel-Hybrid-Prozess zu erarbeiten und eine Beispielanlage dafür auszulegen. Dabei soll die gezielte Nutzung der Vorteile der jeweiligen Energiequellen einen größeren Gesamtvorteil mit sich bringen. Ein Ranking der möglichen Prozessvarianten und der Varianten hinsichtlich der Einkopplung von Wärme und Strom wurde anhand eines ausführlichen Kriterienkatalogs im Vorfeld bereits durchgeführt. Es ist vorgesehen, unter Nutzung der Simulationssoftware Aspen Plus für die aussichtsreichste Variante ein Prozessschema und anschließend ein detailliertes Prozessflussdiagramm zu entwickeln, um alle Massen- und Energieströme innerhalb des Prozesses abzubilden. Die Optimierung des

Schemas und des Prozessflussdiagramms wird iterativ erfolgen hinsichtlich Jahreswirkungsgrad, Betriebssicherheit und Praktikabilität. Für einen Modellstandort wird eine hybrid (solar-nuklear) betriebene Anlage auf der Basis des optimierten Flussdiagramms beispielhaft ausgelegt. Die Anlagengröße entspricht gemäß Vereinbarungen mit den Projektpartnern 50 MW bzw. 300 MW thermischer Leistung im Jahresmittel. Die Berechnung der Jahreserträge erlaubt schließlich eine ökonomische Einordnung dieser Technologie und einen Vergleich mit einer rein solar betriebenen Anlage. Unter Umständen macht dies eine Übertragung von statischen Simulationsmodellen auf dynamische notwendig.

## 1.2 Das Projekt HYTHEC

„HYTHEC“ steht für „HYdrogen THErmochemical Cycles“ und ist ein Projekt des sechsten europäischen Forschungsrahmenprogramms. Dieses wurde im Juni 2002 mit einem Budget von 17,5 Milliarden Euro für den Zeitraum von 2002 bis 2006 für die Förderung von Forschung, technologischer Entwicklung und Demonstration beschlossen. [Nat]

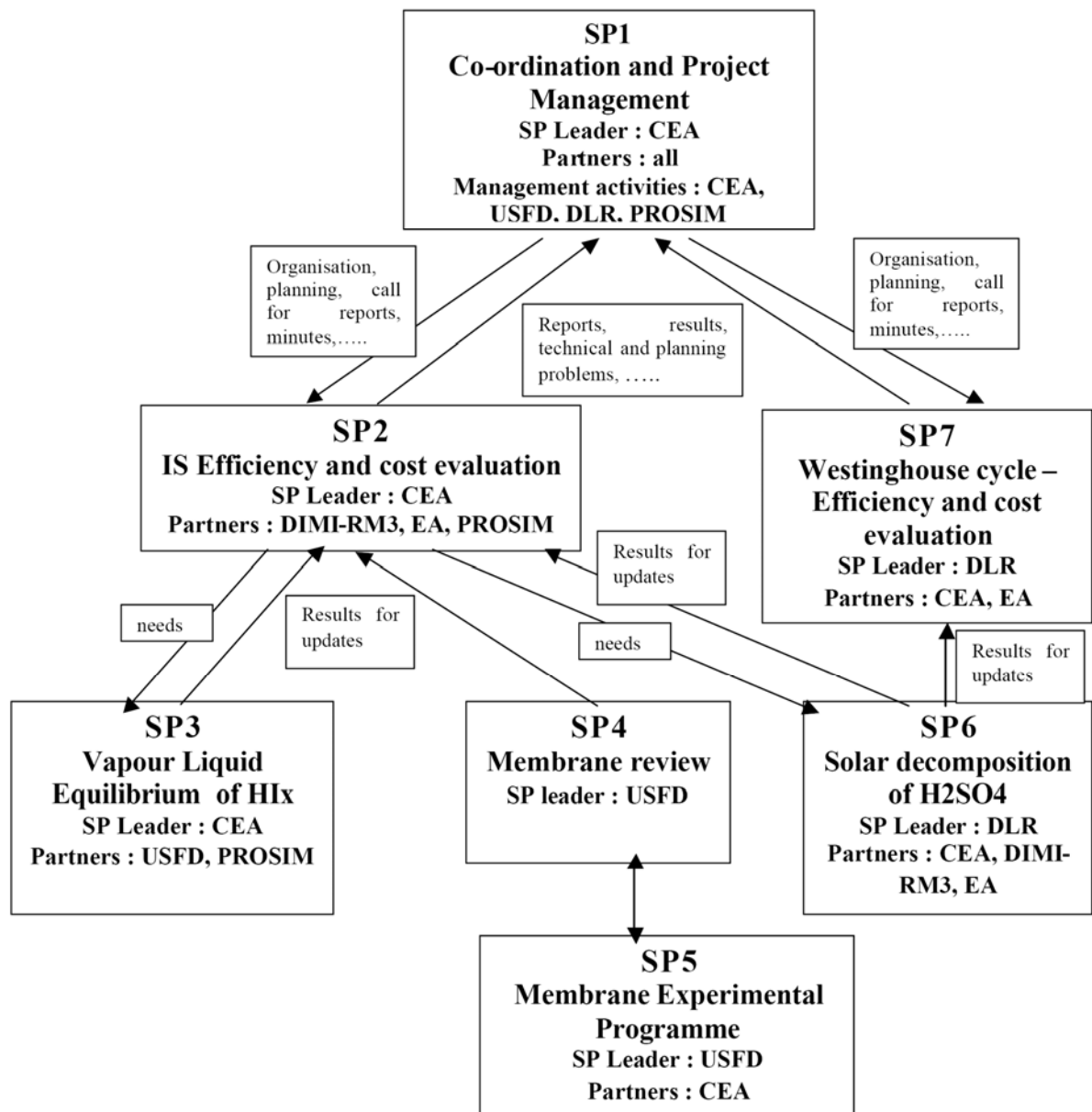
Budgetaufteilung des 6. Forschungsrahmenprogramms		Mio. €
<b>Bündelung und Integration der Forschung der Gemeinschaft</b>		<b>12.585</b>
<b>Thematische Prioritäten</b>		<b>11.285</b>
Biowissenschaften, Genomik und Biotechnologie im Dienste der Gesundheit	2.255	
Fortgeschrittene Genomik und Anwendungen für die Gesundheit	1.100	
Bekämpfung schwerer Krankheiten	1.155	
Technologien für die Informationsgesellschaft	3.625	
Nanotechnologien und -wissenschaften, wissenschaftsbasierte multifunktionale Werkstoffe, neue Produktionsverfahren und -anlagen	1.300	
Luft- und Raumfahrt	1.075	
Lebensmittelqualität und -sicherheit	685	
Nachhaltige Entwicklung, globale Veränderungen und Ökosysteme	2.120	
Nachhaltige Energiesysteme	810	
Nachhaltiger Land- und Seeverkehr	610	
Globale Veränderungen und Ökosysteme	700	
Bürger und Staat in der Wissensgesellschaft	225	
<b>Spezielle Maßnahmen auf einem breiteren Feld der Forschung</b>		<b>1.300</b>
Politikorientierte Forschung und Planung im Vorgriff auf den künftigen Wissenschafts- und Technologiebedarf (NEST)	555	
Horizontale Forschungstätigkeiten mit Beteiligung von KMU	430	
Spezifische Maßnahmen zur Unterstützung der internationalen Zusammenarbeit	315	
<b>Ausgestaltung des Europäischen Forschungsraums</b>		<b>2.605</b>
Forschung und Innovation	290	
Humanressourcen und Mobilität	1.580	
Forschungsinfrastrukturen	655	
Wissenschaft und Gesellschaft	80	
<b>Stärkung der Grundpfeiler des Europäischen Forschungsraums</b>		<b>1.080</b>
Förderung der Koordinierung der Maßnahmen	270	
Förderung einer kohärenten Entwicklung der Politik	50	
Gemeinsame Forschungsstelle (GFS)	760	
<b>Euratom</b>		<b>1.230</b>
<b>RP6 GESAMT (einschl. GFS und EURATOM)</b>		<b>17.500</b>

Abb. 1.1: Budgetaufteilung des 6. EU-Forschungsrahmenprogramms [Bun]

Mit der Mitteilung der Kommission vom 18. Januar 2000 begann der Prozess zur Schaffung eines Europäischen Forschungsraumes. Das Ziel besteht darin, in einer gemeinsamen Anstrengung der Europäischen Union und ihrer Mitgliedsstaaten die F&E-Politik der Nationalstaaten und der Union aufeinander abzustimmen, die Ressourcen zu bündeln und bestehende Barrieren zu beseitigen. Das 6. Rahmenprogramm leistet einen wesentlichen Beitrag zur Schaffung dieses Europäischen Forschungsraumes. Die zur Verfügung stehenden Mittel werden wie in Abb. 1.1 ersichtlich auf verschiedene Untergruppen aufgeteilt.

Unter dem Thema „Nachhaltige Energiesysteme“ ist das Projekt HYTHEC mit einer Zuwendung von 1,9 Mill. Euro angesiedelt. Ziel dieses Projekts ist es, den Schwefel-Jod-Prozess und den Schwefel-Hybrid-Prozess genauer zu untersuchen und beide Prozesse miteinander zu vergleichen. Dabei sollen folgende Aspekte untersucht werden: Gesamtaufbau und Kostenberechnung mithilfe von Verfahrensfliessbildern, das Gas-Flüssigkeits-Gleichgewicht und das Membran-Destillation-System von Iod-Wasserstoff, die Schwefelsäurespaltung und die Evaluierung des Schwefel-Hybrid-Zyklus. Dazu gibt es eine Aufteilung in sieben „sub-projects“ (SP), deren Zusammenspiel in Abb. 1.2 dargestellt ist. Folgende sechs Institutionen sind daran beteiligt:

- Commissariat à l’Energie Atomique (CEA) und Société ProSim (PROSIM) aus Frankreich
- University of Sheffield (USFD) aus Großbritannien
- Università degli studi – Roma tre (DIMI-RM3) aus Italien
- Empresarios Agrupados (EA) aus Spanien
- Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V. (DLR) aus Deutschland [Nat]



**Abb. 1.2:** Arbeitspakete des HYTHEC-Projekts [Nat]

Im Zusammenhang mit dem siebten Arbeitspaket (SP7) zur Ermittlung der Effizienz und Kosten des Schwefel-Hybrid Zyklus ist diese Diplomarbeit entstanden.

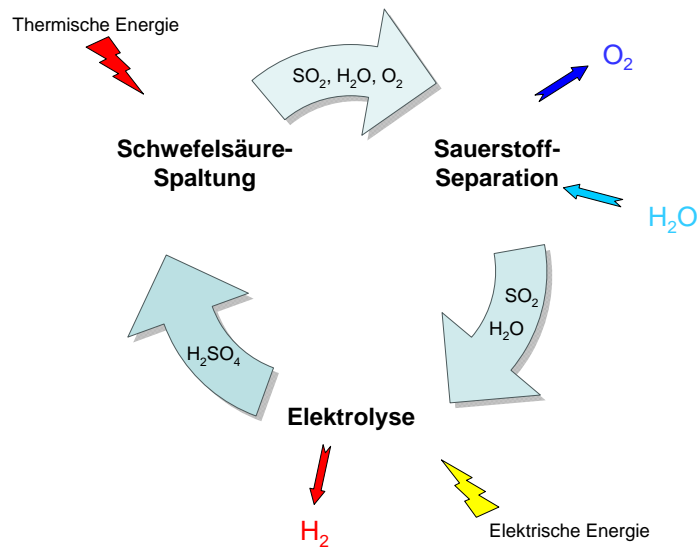
## 2 Grundlagen

Ein heute möglicher Weg für eine kohlenstoffdioxidfreie Produktion von Wasserstoff ist die Elektrolyse von Wasser mit Solarstrom. Da die Gewinnung von Solarstrom durch Photovoltaik nur zu Wirkungsgraden von 15 % führt, sollte stattdessen Solarthermie verwendet werden. Allerdings beinhaltet diese Lösung eine Serie von Energiewandlungsschritten: Sonnenenergie wird solarthermisch in Wärme und Dampf umgesetzt und danach durch eine Turbine in mechanische Energie. Diese wird in einem Generator in elektrische Energie umgewandelt. Anschließend wird der erzeugte Strom gleichgerichtet und in einen Elektrolyseur eingekoppelt, um schließlich in Form von Wasserstoff chemische Energie zu speichern. Jeder dieser Wandlungsschritte beinhaltet Verluste und macht so den produzierten Wasserstoff teurer. Mit einem Potenzial zu höheren Wirkungsgraden und daher auch mit einer verbesserten Wirtschaftlichkeit ist bei Prozessen zu rechnen, die weniger Energiewandlungsschritte aufweisen. Dies ist der Fall bei der direkten Umwandlung von solarer Wärme in chemische Energie in Form von Wasserstoff, z.B. durch die thermische Spaltung von Wasser. Eine direkte, rein thermische Spaltung von Wasserdampf führt erst oberhalb von 2500 °C zu einer ausreichenden Bildung von Wasserstoff und Sauerstoff. Allerdings erscheint eine ökonomische Nutzung dieser Reaktion wegen Materialproblemen und vor allem wegen der nicht erfüllbaren Notwendigkeit einer kontinuierlichen Wiedergewinnung und Erhaltung der Hochtemperaturwärme auf absehbare Zeit unmöglich. Im Gegensatz zur direkten Wasserspaltung ist eine indirekte thermische Wasserspaltung bei moderaten Temperaturniveaus (kleiner 1300 °C) durch das Ausnutzen von Kombinationen chemischer Reaktionen möglich. Führt man alle verwendeten Chemikalien außer dem eingesetzten Wasser und den produzierten Gasen Sauerstoff und Wasserstoff im Kreis, so spricht man von thermochemischen Kreisprozessen. Die Summenreaktion dieser Reaktionsfolge mit mindestens zwei Teilreaktionen ist stets die Spaltung von Wasser, das als einziger Stoff zugeführt werden muss, zu Wasserstoff und Sauerstoff, die als einzige Stoffe dem Kreisprozess entzogen werden.

### 2.1 Der Schwefel - Hybrid - Zyklus

Der Schwefel-Hybrid-Zyklus ist ein zweistufiger Kreisprozess, der auf die Firma Westinghouse Electric Corporation aus den USA zurückzuführen ist. Er ist wegen seines Potenzials, einen hohen thermischen Wirkungsgrad mit gut verfügbaren und preiswerten Chemikalien zu erreichen, von besonderem Interesse. Die Eigenschaften des Schwefels und dessen Verbindungen sind bekannt und haben daher die Prozessentwicklung vereinfacht. Außerdem kann Schwefel verschiedene Oxidationsstufen annehmen. Die dadurch ermöglichten Redox-Reaktionen sind eine notwendige Voraussetzung für thermochemische Kreisprozesse. Die

Produkte Wasserstoff und Sauerstoff können in verschiedenen Prozesseinheiten erzeugt und damit leicht getrennt werden und stehen für die nachgelagerte Nutzung mit hohem Reinheitsgrad zur Verfügung. Dies hat zur Folge, dass außer Wasser keine weiteren Betriebsmittel benötigt werden. [Bre]



**Abb. 2.1:** Schema des Schwefel-Hybrid-Zyklus

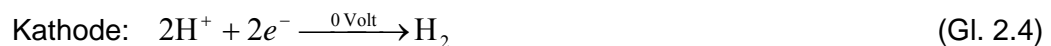
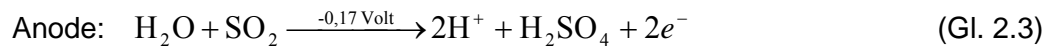
Schwefeloxide dienen als recycelte Zwischenprodukte im Schwefel-Hybrid-Zyklus. Im Groben besteht der Zyklus aus zwei chemischen Reaktionen – eine zur Sauerstoffproduktion, die andere zur Wasserstoffproduktion. Die Sauerstoffproduktion geschieht durch thermische Reduktion von aus Schwefelsäure erzeugtem Schwefeltrioxid:



Das chemische Gleichgewicht von Gleichung 2.2 liegt ab Temperaturen von über 800 °C auf der rechten Seite. Es stehen Katalysatoren (z.B. Platin oder Eisenoxid) zur Verfügung, die die Reduktionsrate von Schwefeltrioxid zu Schwefeldioxid erhöhen. Im Westinghouseprozess war dieser Hochtemperaturschritt in einer Art Wärmeübertrager vorgesehen. Varianten dazu bilden der „Mark 11“-Prozess, bei dem die thermische Energie durch direkten Kontakt der Schwefelsäure mit heißer Luft zugeführt wird und der Christina-Prozess, bei dem die

thermische Energie mittels mit Sauerstoff angereicherter Luft in das System eingebracht wird. Wird die Sonne als Energiequelle genutzt, kann die thermische Energie direkt in Form von gebündelter Sonnenstrahlung in einen Receiver-Reaktor zugeführt werden. [Bil]

Das gewonnene Schwefeldioxid bildet mit dem Wasser sogenannte schweflige Säure und dient der Wasserstoffproduktion in einem Elektrolyseur:



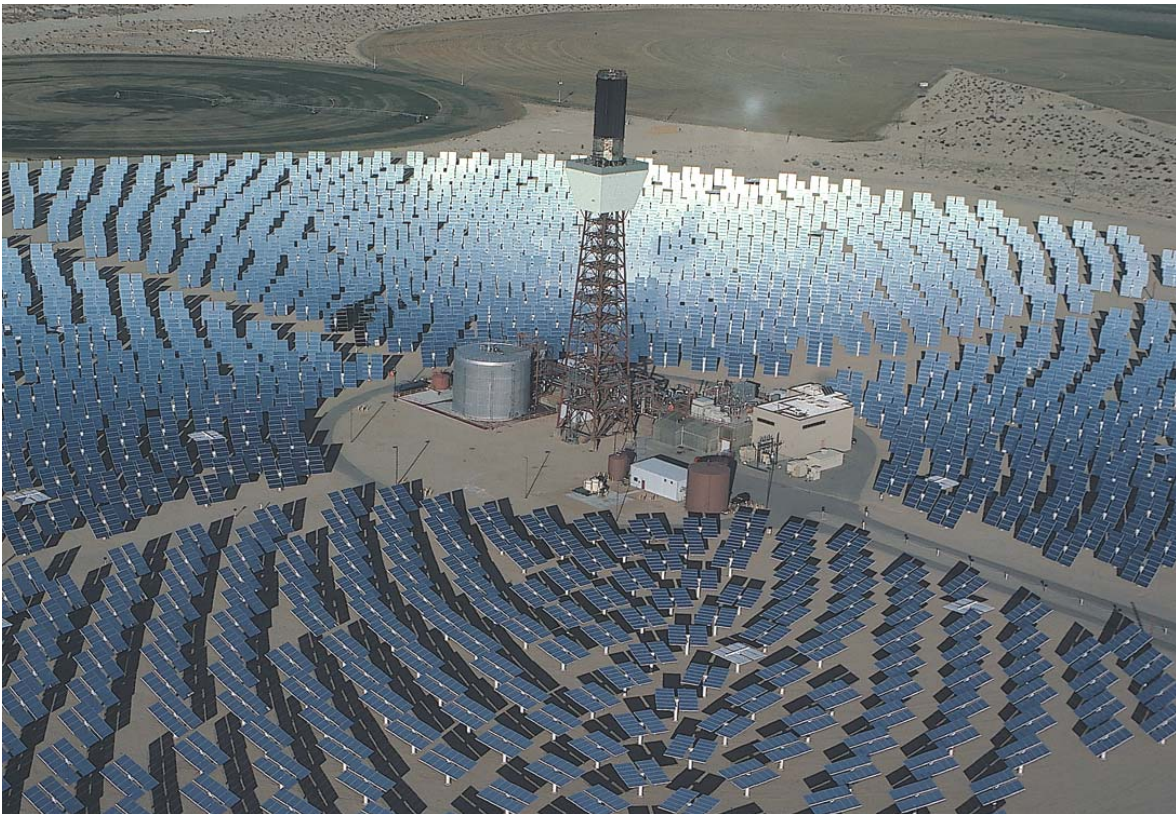
Die für die Elektrolyse im Schwefel-Hybrid-Prozess benötigte Spannung ist sehr viel kleiner als bei der konventionellen Elektrolyse von Wasser. Dort beträgt die theoretische Zersetzungsspannung 1,23 V, die tatsächlich benötigte Spannung liegt bei kommerziellen Elektrolysezellen allerdings meistens über 2,0 V. Für die Elektrolyse des Schwefel-Hybrid-Prozesses wird eine mit 0,17 V wesentlich geringere theoretische Zersetzungsspannung benötigt (in der Praxis noch ca. 0,7 V [Jeo]). Dies senkt die theoretisch benötigte Wärmemenge und Arbeit für die Wasserspaltung erheblich und führt zu hohen Gesamtwirkungsgraden. Dadurch benötigt diese Art von Elektrolyse maximal 35 % der Energie der konventionellen Wasserelektrolyse. [Bre]

## 2.2 Nutzung der thermischen Energie der Sonne

Die Sonne ist der Zentralkörper unseres Sonnensystems. Es wird angenommen, dass sie bereits seit 5 Milliarden Jahren mit ihrer jetzigen Helligkeit strahlt, und ihre weitere Lebensdauer dürfte noch einmal in der gleichen Größenordnung liegen. Die Sonne besteht zu etwa 80 % aus Wasserstoff, zu 20 % aus Helium und nur zu 0,1 % aus anderen Elementen. Die Strahlungsleistung der Sonne stammt aus Kernfusionsprozessen. Hierbei werden über verschiedene Zwischenreaktionen vier Wasserstoffkerne zu einem Heliumkern verschmolzen. Werden die Massen der atomaren Bauteile vor und nach der Reaktion gegenübergestellt, lässt sich feststellen, dass die Gesamtmasse nach der Reaktion abgenommen hat. Dieser sogenannte Massendefekt wird in Energie umgesetzt. So wandelt die Sonne pro Sekunde 4,3 Millionen Tonnen ihrer Masse in Strahlungsenergie um. Dividiert man diese Energie durch die Oberfläche der Sonne ergibt sich daraus eine spezifische Strahlung der Sonne von 63,11 MW/m<sup>2</sup>. Dabei herrscht auf der Sonnenoberfläche eine Temperatur von 5777 K. Durch die Geometrie der Erde und der Sonne kommen von dieser Strahlung noch im Mittel 1367 W/m<sup>2</sup> außerhalb der Atmosphäre auf der Erde an. Auf der

Erde werden üblicherweise Werte gemessen, die deutlich geringer als diese Solarkonstante sind. Dies liegt an der Reduktion der Bestrahlungsstärke durch Reflexion an der Atmosphäre, durch Absorption in der Atmosphäre, durch Rayleigh-Streuung an molekularen Bestandteilen der Luft, durch Mie-Streuung an Staubteilchen und Verunreinigungen der Luft, sowie durch Witterungseinflüsse. Nach diesen Verlusten beträgt die mittlere Jahressumme der Globalstrahlung in Deutschland etwas über 1000 kWh/m<sup>2</sup>a. So trifft auf die Fläche Deutschlands eine Strahlungsenergie, die zum Vergleich knapp dem Hundertfachen des Primärenergiebedarfs von 1999 entspricht. In Wüstengebieten kommt es sogar zu Strahlungen von bis zu 3000 kWh/m<sup>2</sup>a.

Um diese Strahlung für thermische Prozesse nutzbar zu machen, wird sie konzentriert. Dafür kann nur die direkte Strahlung, also nicht die durch z.B. bei Bewölkung bestehende diffuse Strahlung genutzt werden, was sonnenreiche Regionen der Erde für diese Technologie interessanter macht. Linsensysteme scheiden bei der großtechnischen Nutzung als Konzentratoren in der Regel aus Kostengründen aus. Hier kommen ausschließlich reflektierende Konzentratoren zum Einsatz. Der Reflektor, der das Sonnenlicht auf eine Brennlinie oder einen Brennpunkt konzentriert, hat dabei die Form einer Parabel. Glasspiegel haben sich in der Praxis aufgrund ihrer langen Lebensdauer bewährt. Der Reflektor muss nachgeführt werden, sodass das Sonnenlicht immer auf einen Absorber strahlt. Prinzipiell unterscheidet man zwischen einachsigen und zweiachsigen nachgeführten Systemen. Einachsige nachgeführte Systeme konzentrieren dabei das Sonnenlicht auf ein Absorberrohr in der Fokallinie, zweiachsige nachgeführte Systeme auf einen zentralen Absorber in unmittelbarer Fokusnähe. Letztere sind erforderlich, um hohe Arbeitstemperaturen von 1200 °C zu erreichen. Mit rotationssymmetrisch geformten Paraboloiden lässt sich das Sonnenlicht auf einen einzelnen Brennpunkt konzentrieren. Die Baugrößen von Parabolschüsseln sind technisch bedingt jedoch begrenzt. Die meisten Systeme haben einen Durchmesser von weniger als 10 m. Zur Erreichung großer Leistungen werden sogenannte Heliostatfelder verwendet (Abb. 2.2).



**Abb. 2.2:** Solarturmanlage in Barstow, Kalifornien, USA

Bei der Anordnung der Spiegelfelder werden zwei Möglichkeiten unterschieden: Umlaufende und einseitige Felder. Ein umlaufendes Feld mit dem Turm in der Mitte ist nur in geringen geographischen Breiten sinnvoll, wie z.B. bei der in Abb. 2.2 gezeigten Versuchsanlage in Kalifornien. Bei höheren Breiten wären die sogenannten Kosinusverluste<sup>1</sup> zu groß. Die Heliostaten konzentrieren das Sonnenlicht auf einen Empfänger (z.B. einen solaren Receiver-Reaktor) an der Turmspitze. Abhängig von der Sonnenposition kommt es hierbei jedoch zu gegenseitiger Verschattung der Heliostaten. Je weiter die Heliostaten vom Turm entfernt sind und je niedriger der Turm ist, desto größer ist ihr erforderlicher Abstand voneinander. Neben den Verschattungs- und Kosinusverlusten reduzieren Blocken<sup>2</sup>, Receiver-Rand-Verluste (Spillage<sup>3</sup>) und atmosphärische Abschwächung<sup>4</sup> den Feldwirkungsgrad. Der Gesamtwirkungsgrad eines Spiegelfeldes liegt üblicherweise zwischen 55 und 80 %. [Qua, Sch]

<sup>1</sup> Dadurch, dass die Sonne nie in der Spiegelnormalen liegt (nur wenn sich Sonne, Absorber und Spiegelnormale auf einer Linie befinden, dann jedoch Abschattung), sondern immer einen bestimmten Winkel einnimmt, ist die wirksame Spiegelfläche immer kleiner als die tatsächliche. Je größer dieser Winkel ist, desto größer sind die Kosinusverluste.

<sup>2</sup> Blocken bedeutet, dass Solarstrahlung, die bereits von einem Heliostaten in Richtung des Receivers reflektiert wurde, durch einen zweiten Heliostaten blockiert wird und somit den Receiver nicht erreicht.

<sup>3</sup> Unter Spillage versteht man Verluste, welche aufgrund von optischen Spiegel- und Nachführfehlern entstehen. Gemeint ist die reflektierte Solarstrahlung, die den Receiver verfehlt.

<sup>4</sup> Bei der atmosphärischen Abschwächung werden Teile der reflektierten Solarstrahlung auf dem Weg zum Receiver in der Atmosphäre gestreut und absorbiert.

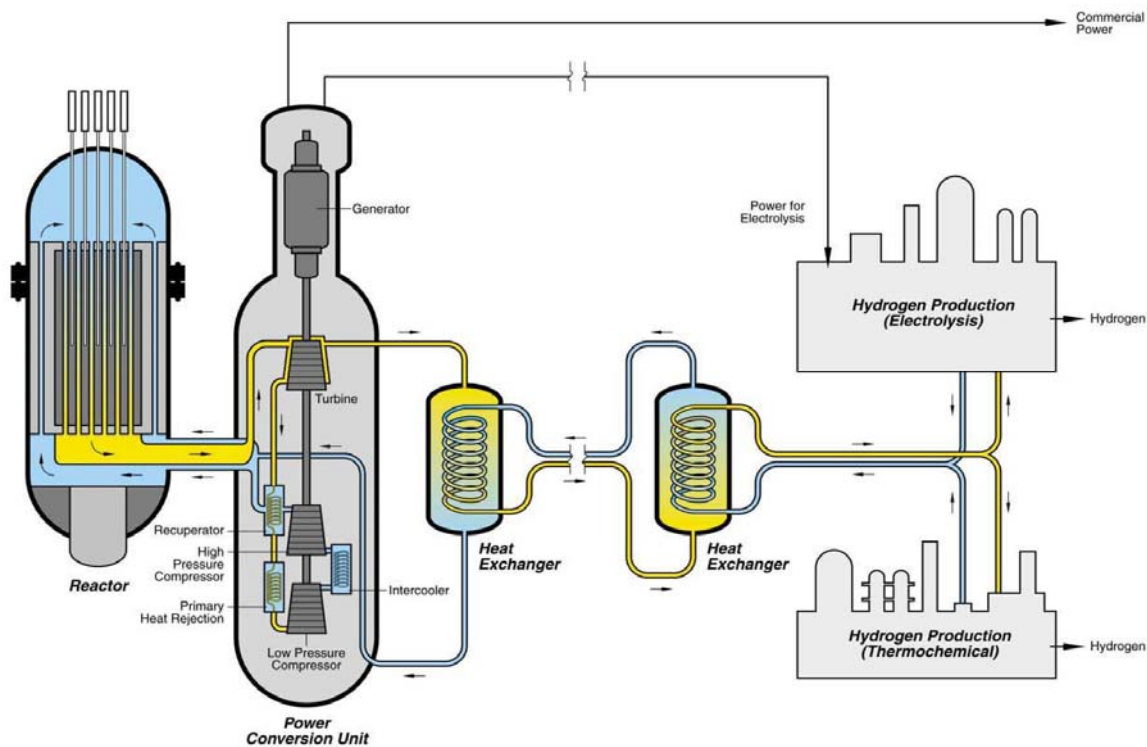
### 2.3 Nutzung der thermischen Energie eines Kernreaktors

Zwischen den Protonen und den Neutronen eines Atomkerns wirken sehr starke, anziehende Kräfte, die jedoch eine nur sehr begrenzte Reichweite haben. Daher wirkt diese Kernkraft im Wesentlichen auf die nächsten Nachbarn. Weiter entfernte Nukleonen tragen zu der anziehenden Kraft nur in geringem Maße bei. Solange die Kernkraft größer ist als die abstoßende Coulombkraft zwischen den positiv geladenen Protonen, hält der Kern zusammen. Schwere Kerne, wie beispielsweise das Uran oder Plutonium, enthalten sehr viele Protonen und benötigen daher einen Neutronenüberschuss, um den Kern stabil zu halten, denn durch die anziehende Kernkraft der zusätzlichen Neutronen wird die abstoßende Coulombkraft der Protonen kompensiert. Trotzdem sind viele schwere Kerne radioaktiv, also instabil.

Fängt einer dieser schweren Kerne, etwa des Uranisotops  $^{235}\text{U}$  oder des Plutoniumisotops  $^{239}\text{Pu}$ , ein Neutron ein, so wird ihm außer dem zusätzlichen Neutron auch Energie zugeführt. Dadurch wandelt er sich in einen hochangeregten, instabilen Zustand des Kerns  $^{236}\text{U}$  beziehungsweise  $^{240}\text{Pu}$  um. Solche hochangeregten, schweren Kerne regen sich mit extrem kurzen Halbwertszeiten durch Kernspaltung ab. Anschaulich gerät der Kern durch die Neutronenabsorption wie ein angestoßener Wassertropfen in Schwingungen und zerreißt in zwei, meist ungleiche Bruchstücke mit einem Massenverhältnis von etwa zwei zu drei. Darüber hinaus werden bei jeder einzelnen Spaltung durchschnittlich zwei bis drei weitere schnelle Neutronen frei (die genaue Zahl hängt vom gespaltenen Nuklid ab), die dann für weitere Kernspaltungen zur Verfügung stehen – dies ist die Grundlage der Kettenreaktion. Die neu entstandenen Kerne mittlerer Masse, die so genannten Spaltprodukte, haben eine größere Bindungsenergie pro Nukleon als der ursprüngliche schwere Kern. Die Differenz der Bindungsenergien wird unter anderem in kinetische Energie der Spaltprodukte umgewandelt. Diese geben die Energie durch Stöße an das umgebende Material in Form von Wärme ab. Die Wärme wird durch ein Kühlmittel abgeführt und kann beispielsweise zur Heizung, als Prozesswärme oder zur Stromerzeugung genutzt werden. Damit die Kettenreaktion nicht unkontrolliert abläuft, muss sie gesteuert werden. Hierfür benutzt man Stoffe mit einem hohen Absorptionsquerschnitt für Neutronen. Beispiele für diese Stoffe sind Cadmium, Gadolinium und Bor. Aus chemischen Verbindungen dieser Materialien werden die Steuerstäbe eines Kernreaktors gefertigt. Durch Zugabe oder Entzug dieser Stoffe in oder aus dem Reaktorkern (beispielsweise durch das Herausziehen oder Hineinfahren der Steuerstäbe) kann der Reaktor geregelt werden.

Für die Schwefelsäurespaltung ist der sogenannte Höchsttemperaturreaktor auch VHTR (very high temperature reactor) geeignet, da er Temperaturen von über 900 °C liefern kann.

Es handelt sich dabei um einen graphitmoderierten, heliumgekühlten Kernreaktor, der seit 2001 im Rahmen des internationalen Forschungszusammenschlusses „Generation IV“ weiterentwickelt wird.



**Abb. 2.3:** Schema eines VHTR zur Produktion von Elektrizität und Prozesswärme [Doe]

Das Reaktor-Kühlsystem besteht wie in Abb. 2.3 ersichtlich aus zwei parallelen Kreisläufen: Einem geschlossenen Gasturbinenkreislauf (engl. closed brayton cycle) zur Produktion elektrischer Energie und einem Wärmeübertragerkreislauf. Bei Letzterem dient ein zwischengeschalteter Hochtemperaturwärmeübertrager der Übertragung der Nuklearwärme an die thermochemischen Prozesse bei ca. 900 °C. [Far]

## 2.4 Die Simulationssoftware Aspen Plus

Prozesssimulation erlaubt es unter Berücksichtigung von Massen- und Energiebilanzen, sowie Phasengleichgewichten und chemischen Gleichgewichten, das Verhalten eines Prozesses vorherzusagen. Bei gegebenen thermodynamischen Daten, realistischen Betriebskonditionen und guten Ausrüstungsmodellen ist es möglich, das tatsächliche Betriebsverhalten wiederzugeben. Mit Hilfe einer Simulationssoftware können verschiedene Fälle und Optimierungen von Prozessen durchgeführt werden, die Aufschlüsse über Wirkungsgrade und Umsetzbarkeit liefern. Daher ist Prozesssimulation sowohl während Forschung und Entwicklung, als auch während des Prozessdesigns und der Produktion nützlich. Von den verschiedenen, kommerziellen Simulatoren (Aspen Plus, CHEMCAD, HYSIM, PROSIM, Design II, VMGSim, u.a.) wurde Aspen Plus ausgewählt, da es umfassende Datenbanken z.B. auch für Säuren und Lösungen enthält.

### 3 Modellierung der Anlage zur Wasserstofferzeugung

#### 3.1 Globale Einstellungen

Beim Erstellen von Verfahrensfliessbildern (Flowsheets) mit Aspen Plus, müssen einige Angaben gemacht werden, die für den gesamten Prozess gültig sind. Es wurden zum Beispiel unter „Setup/ Specifications“ metrische Einheiten und der Simulationstyp „Steady-State“ gewählt. Unter „Setup/Components“ wurden alle Komponenten des Prozesses ( $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2$ , He) eingegeben und mit Hilfe des „Elec Wizard“ deren Elektrolyte und Henry-Komponenten bestimmt. Bei „Setup/Properties“ muss die Methode ausgewählt werden, mit der die einzelnen Prozesszustände berechnet werden sollen. Da Säuren und Lösungen den Prozess bestimmen, wurde die Methode „ELECNRTL“ gewählt, welche sehr niedrige und sehr hohe Konzentrationen wässriger und gemischter Lösungen beschreiben kann. Viele Parameter und chemische Gleichgewichtskonstanten basierend auf experimentellen Daten sind dafür in Datenbanken verfügbar. [Asp].

#### 3.2 Einzelne Anlagenelemente

Im Folgenden werden alle mit Aspen Plus dargestellten Anlagenelemente vorgestellt und ihre Funktionen und Einstellungsmöglichkeiten beschrieben. Dabei werden zur Veranschaulichung jeweils Ausschnitte aus dem Verfahrensfliessbild für die Hybridanlage mit einer Leistung von 50 MW (siehe Kapitel 3.5.4) gezeigt.

##### 3.2.1 Schwefelsäure-Spaltungs-Reaktor

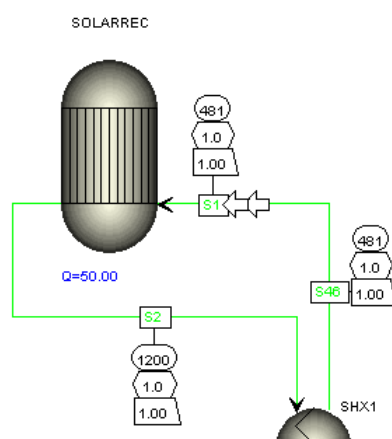
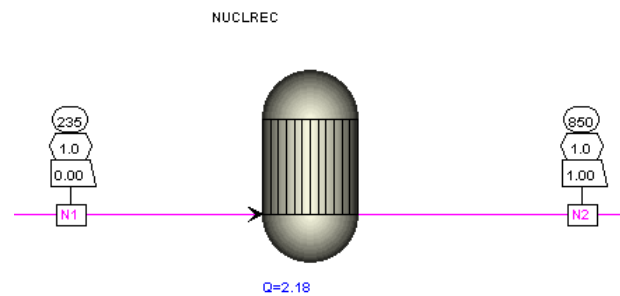


Abb. 3.1: Solarer Receiver-Reaktor für die  $\text{SO}_3$ -Spaltung

Der Schwefelsäure-Spaltungs-Reaktor (Receiver-Reaktor in der Solaranlage, Wärmeübertrager-Reaktor in der Nuklearanlage) ist der Punkt der Anlage, in dem die höchste Prozesstemperatur vorherrscht. Das bedeutet, dass dort die Schwefelsäure- (Gl. 2.1) und Schwefeltrioxidspaltung (Gl. 2.2) stattfindet.

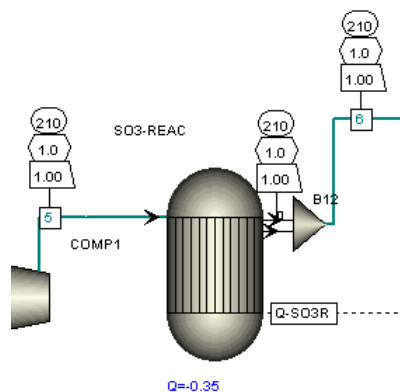
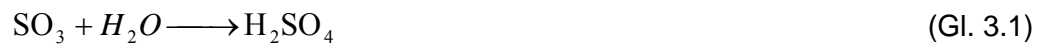
Wenn man davon ausgeht, dass die Spaltung z.B. mit Hilfe von Katalysatoren (Platin, Eisenoxid) in einer ausreichenden Geschwindigkeit abläuft, ist es sinnvoll, das Reaktionsergebnis durch das chemische Gleichgewicht bei gegebener Temperatur und gegebenem Druck zu ermitteln. Dafür ist der Reaktor „RGibbs“<sup>1</sup> geeignet.



**Abb. 3.2:** Nuklearer Wärmeübertrager-Reaktor für die  $\text{SO}_3$ -Spaltung

### 3.2.2 $\text{SO}_3$ -Rekombination

Bei der  $\text{SO}_3$ -Rekombination ist es das Ziel, den Schwefeltrioxidrest aus dem Produktstrom des Receivers zu entfernen. Dafür wird ein Teil Wasser aus dem Stoffstrom mit dem Schwefeltrioxid wieder zu Schwefelsäure umgewandelt, da sie im weiteren Verlauf der Anlage nicht von Nutzen sind.



**Abb. 3.3:** Reaktor für die  $\text{SO}_3$ -Rekombination

Diese exotherme Reaktion (Gl. 3.1) kann in dem Reaktor „REquil“<sup>2</sup> angegeben und verwendet werden. Die dabei anfallende Schwefelsäure wird anschließend als Kondensat abgeschieden und wieder dem Eingangsstrom in den Receiver zugeführt.

<sup>1</sup> „RGibbs“ berechnet das chemische Gleichgewicht durch Minimierung der freien Gibbsschen Energie. Daher ist es nicht notwendig, die Stöchiometrie der Reaktion anzugeben. Es können verschiedene Rechenoptionen ausgewählt werden von denen zwei für die Anwendung interessant sind: „Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium“ und „Restrict chemical equilibrium - specify duty and temperature, and calculate temperature approach“. Bei der ersten Option kann man den eingekoppelten Wärmestrom nicht vorgeben, sondern muss den Eingangsstrom solange anpassen, bis man die gewünschte Wärmeleistung erhält. Die Reaktortemperatur kann dabei fest vorgegeben werden. Die zweite Option ermöglicht es, die eingekoppelte Wärmemenge vorzugeben, berechnet dann allerdings nur eine an die vorgegebene Temperatur angenäherte Systemtemperatur. Da die Receiver-Reaktoren in der vorliegenden Arbeit genau bei 850 bzw. 1200 °C betrieben werden sollen, wurde die erste Option gewählt.

<sup>2</sup> „REquil“ berechnet das chemische Gleichgewicht einer vorgegebenen Reaktionsgleichung (in diesem Fall Gl. 3.1) für eine gegebene Temperatur.

### 3.2.3 O<sub>2</sub>-Separationskolonne

Um den bei der Schwefeltrioxidspaltung frei gewordenen Sauerstoff aus dem Stoffstrom abzuscheiden, wird die im Vergleich zu Sauerstoff bessere Löslichkeit von Schwefeldioxid in Wasser ausgenutzt. Dazu wird der Druck des Stoffstromes erhöht, die Temperatur verringert und Wasser zugefügt. Nach der Lösung des Schwefeldioxids, liegt nur noch Sauerstoff in der Gasphase vor und kann dadurch leicht abgeschieden werden. Dies kann mit Abscheidern, Verdichtern und Pumpen, sowie der Kolonne „RadFrac“<sup>1</sup> realisiert werden. Bei der Kolonne müssen Angaben über deren Geometrie, Druckabfall und Konfiguration gemacht werden. Einen entscheidenden Faktor bei der Rechnung, die die Kolonne durchführt, spielt die Einstellung der „Henry Components“<sup>2</sup>. Schwefeldioxid geht in Wasser nicht nur in Lösung, sondern reagiert zu schwefliger Säure.



Das Ergebnis der Kolonne korreliert nur mit Messwerten der Löslichkeit von Schwefeldioxid in Wasser (Abb. 3.5), wenn Schwefeldioxid nicht zu den „Henry Components“ gezählt wird, obwohl es während den globalen Einstellungen durch das Programm („Elec Wizard“) automatisch auf die Liste der „Henry Components“ gesetzt wird. Die Kolonne wird ohne „Condenser“ und „Reboiler“ verwendet. Die Anzahl der Stufen kann anhand der Betrachtung der Komponentenströme innerhalb der Kolonne ermittelt werden. Sie liegt meistens zwischen drei und

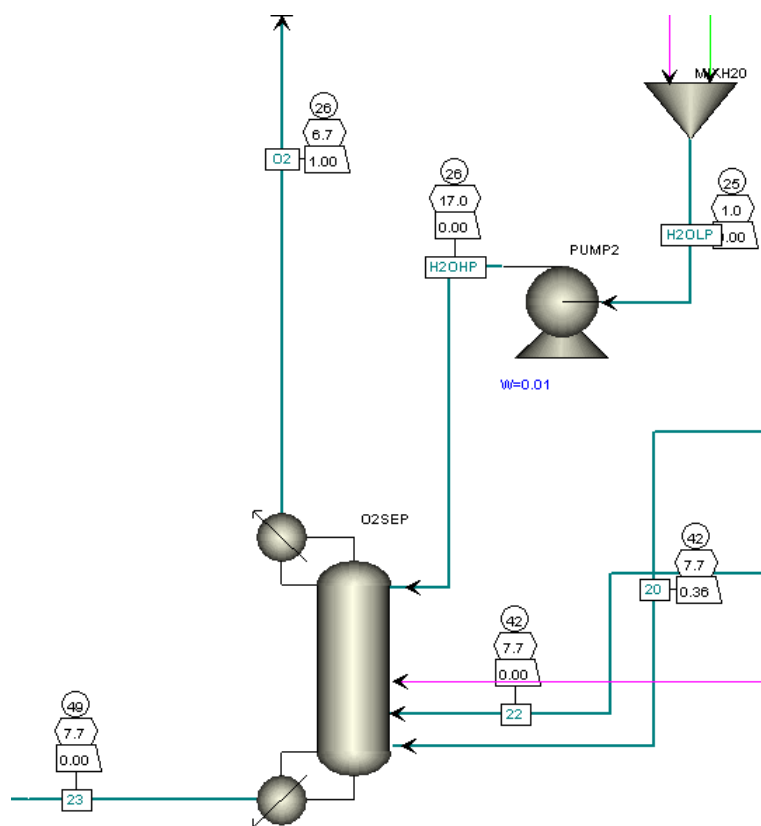
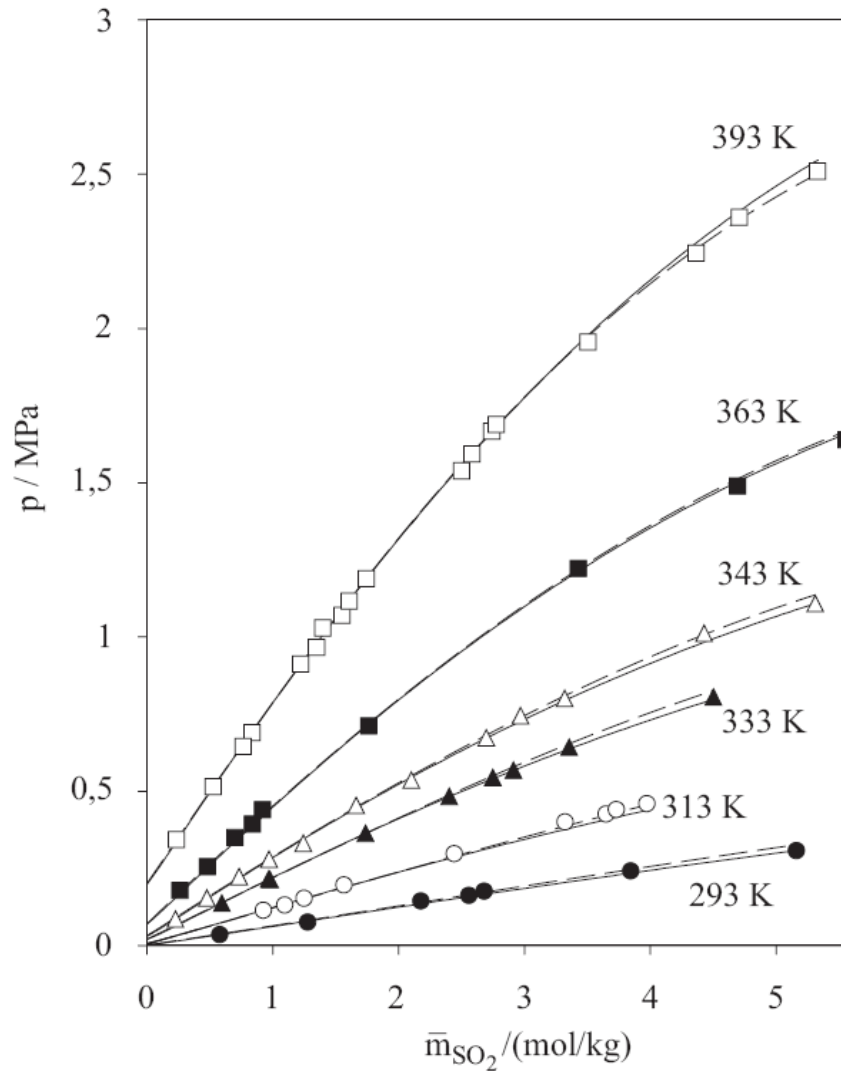


Abb. 3.4: O<sub>2</sub>-Separationskolonne

<sup>1</sup> „RadFrac“ ist ein rigoroses Gleichgewichtsstufenmodell für die Kolonnenberechnung.

<sup>2</sup> Das Henry-Gesetz besagt: Bei Lösungen geringer Konzentration ist die Löslichkeit eines Gases bei gegebener Temperatur direkt proportional zu seinem Partialdruck [Atk].

zehn Stufen. Es wurde ein Druckabfall von 1 bar über die gesamte Kolonne angenommen, sowie ein hemisphärischer Kolonnenboden mit einem Durchmesser von 0,5 m und 1 m Höhe. Die Durchmesser der einzelnen Stufen können mit der Funktion „tray sizing“ ermittelt werden.



Dampf-Flüssigkeits-Gleichgewicht im System  $\text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ :

(●, ○, ▲, △, ■, □) Messwerte, Rumpf und Maurer [95]

(—) Korrelation, vorliegende Arbeit

(---) Korrelation, Rumpf und Maurer [95]

**Abb. 3.5:** Löslichkeitsverhalten von Schwefeldioxid in Wasser [Erm]

### 3.2.4 Elektrolyse

Die Elektrolyseeinheit wurde nicht im Detail dargestellt. In ihr wird die schweflige Säure, die

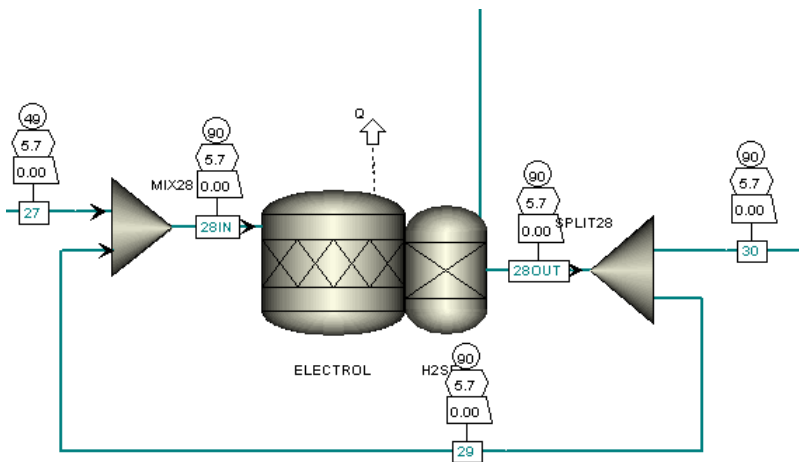


Abb. 3.6: Elektrolyseeinheit

aus der  $O_2$ -Separationskolonne austritt, durch Abscheiden von Wasserstoff zu verdünnter Schwefelsäure umgewandelt. Dies wird mit dem Reaktor „RStoic“<sup>1</sup> realisiert. In der Annahme, dass der Wasserstoff an der Kathode abgeschieden werden kann, wird er im Modell nach der Elektrolyse mit dem

Separator „Sep“<sup>2</sup> dem Stoffstrom entzogen. Von dem Massenstrom, der aus der Elektrolyseeinheit austritt, werden 90 % rezirkuliert, um eine relativ gleichmäßige Schwefelsäurekonzentration im Elektrolyseur zu erhalten.

### 3.2.5 Wärmeübertrager

Für die Übertragung von Wärme wurden im Modell drei verschiedene Typen von Wärmeübertragern verwendet: An allen Stellen, an denen es nicht möglich war, eine Solltemperatur mit Hilfe eines weiteren Stoffstromes zu erreichen, wurde die Wärmequelle bzw. -senke „Heater“<sup>3</sup> verwendet. Überschüssige Wärme muss später an einen Kühlkreislauf abgegeben werden.



Abb. 3.7: Wärmeübertrager „Heater“

<sup>1</sup> „RStoic“ berechnet eine Stoffzusammensetzung anhand von inklusive Umsatz angegebenen Reaktionsgleichungen (in diesem Fall Gl. 2.3).

<sup>2</sup> „Sep“ entfernt aus einem Stoffstrom eine vorgegebene Menge eines gewählten Stoffes (in diesem Fall allen Wasserstoff).

<sup>3</sup> „Heater“ erwärmt oder kühlt einen Stoffstrom auf eine vorgegebene Temperatur oder mit einem gegebenen Wärmestrom.

Häufig wurde der Wärmeübertrager „HeatX“<sup>1</sup> benutzt. Ein weiterer, verwendeter Wärmeübertrager ist der „MHeatX“<sup>2</sup>.

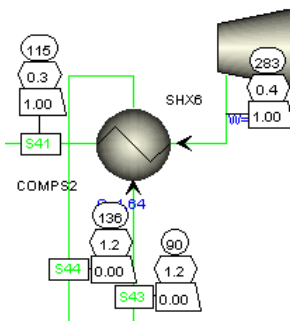


Abb. 3.8: Wärmeübertrager „HeatX“

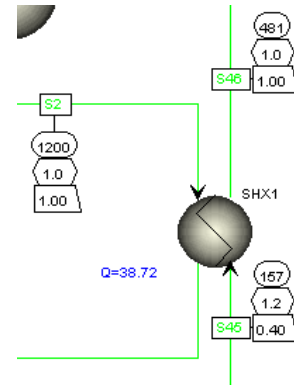


Abb. 3.9: Wärmeübertrager „MHeatX“

### 3.2.6 Abscheider

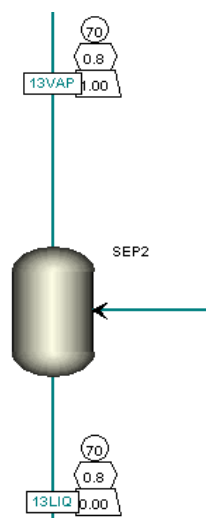


Abb. 3.10: Abscheider

An allen Stellen, an denen die Stoffströme in ihre Gasphase und Flüssigphase aufgeteilt werden sollen, wurden die Abscheider „Flash2“<sup>3</sup> verwendet. Bei ihnen können Die Konzentrierung der Schwefelsäure im nuklearen Teil des Modells ist z.B. durch eine Serie von vier Abscheidern realisiert worden.

<sup>1</sup> „HeatX“ ist ein Wärmeübertragermodell, das die Wärmeübertragung zweier Stoffströme simuliert, erste Angaben über die erforderliche Übertragungsflächen liefert und viele verschiedene Temperaturvorgaben ermöglicht. Es ist z. B. möglich, eine Differenz zwischen kaltem Ein- und heißem Ausgangsstrom, sowie eine Mindesttemperaturdifferenz während der Wärmeübertragung vorzugeben. Bei Konvergenzproblemen ist es hilfreich, eine Startwärmemenge bei „Duty Estimate“ vorzugeben.

<sup>2</sup> „MHeatX“ ist ein Wärmeübertragermodell, bei dem es möglich ist, die Ausgangstemperatur und den Druck von einem Stoffstrom vorzugeben. Bei vorgegebener Startwärmemenge („Duty Estimate“) konvergiert dieses Modell leichter als der Wärmeübertrager „HeatX“.

<sup>3</sup> „Flash2“ ist ein Separatormodell, bei dem die Temperatur und der Druck bzw. ein Wärmestrom vorgegeben werden können. Als Ergebnis liefert es dazu passend einen Gasstrom und einen Flüssigstrom.

### 3.2.7 Pumpen

Zum Fördern von Flüssigkeiten gibt es das Modell „Pump“. Dabei wird der Austrittsdruck vorgegeben. Es wurde ein Pumpenwirkungsgrad von 85 % gewählt. Enthält der Stoffstrom einen Gasanteil, muss dieser separat mit einem Kompressor verdichtet werden.

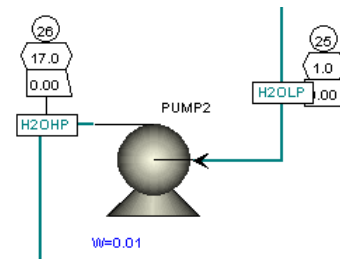


Abb. 3.11: Pumpe

### 3.2.8 Kompressoren

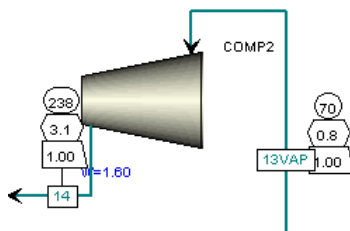


Abb. 3.12: Kompressor

Zum Fördern von Gasen gibt es das Modell „Compr“. Dabei kann zwischen isentroper und polytroper Verdichtung gewählt und der Ausgangsdruck vorgegeben werden. Der isentrope Wirkungsgrad wurde standardmäßig bei 72 % belassen.

### 3.2.9 Turbinen

Die Modelle „Compr“ und „Pump“ können auch als Turbinen eingesetzt werden, und die bei der Entspannung frei werdende Energie in mechanische oder elektrische Energie umwandeln.

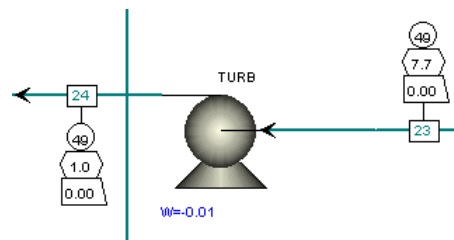


Abb. 3.13: Turbine

### 3.2.10 Splitter

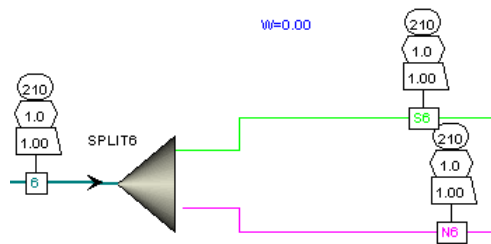


Abb. 3.14: Splitter

Beim Zusammenfügen des solaren und nuklearen Anlagenteils ist es an verschiedenen Stellen notwendig, den gemeinsamen Stoffstrom aufzuteilen. Dafür dient der Verteiler „FSplit“<sup>1</sup>.

### 3.2.11 Mixer

An den Stellen, an denen Stoffströme wieder zu einem Strom zusammengefasst und vermischt werden, wird das Modell „Mixer“<sup>2</sup> verwendet.

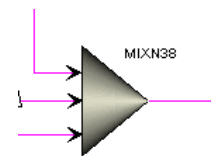


Abb. 3.15: Mixer

### 3.2.12 Drosselventile

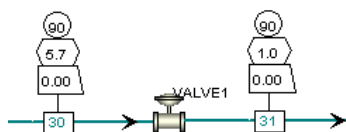


Abb. 3.16: Drosselventil

Zur besseren Rückgewinnung der Prozesswärme wird der Druck des aufzuheizenden Stoffstromes verringert. Dazu dient das Drosselventil „Valve“<sup>3</sup>.

<sup>1</sup> „FSplit“ teilt einen Stoffstrom in beliebig viele Ströme auf. Dabei werden entweder absolute Massen- oder Volumenströme vorgegeben oder die Verhältnisse der Ströme zueinander.

<sup>2</sup> „Mixer“ führt beliebig viele Ströme zu einem zusammen.

<sup>3</sup> „Valve“ entspannt einen Stoffstrom auf einen vorgegebenen Druck.

### 3.2.13 Tanks

Die verwendeten Tanks sind vom Typ „Mixer“ und dienen im statischen Fall nur als Platzhalter für eine später mögliche, dynamische Simulation.

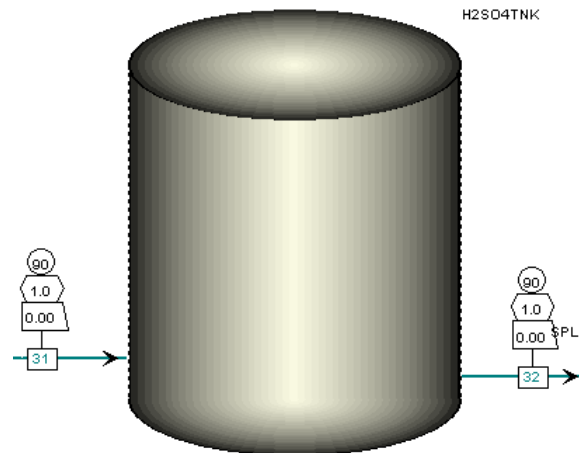


Abb. 3.17: Tank

### 3.2.14 Switch

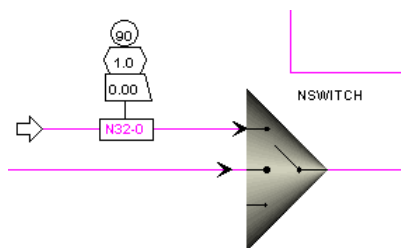


Abb. 3.18: Switch

Im Nuklearteil der Anlage ist ein Schalter („Switch“<sup>1</sup>) eingebaut. Er dient lediglich der Vereinfachung der Iterationsschritte, bis geeignete Massenströme ermittelt wurden. Er ermöglicht die Wahl zwischen einem fest vorgegebenen Stoffstrom und dem Schließen des Prozesses an einer Stelle.

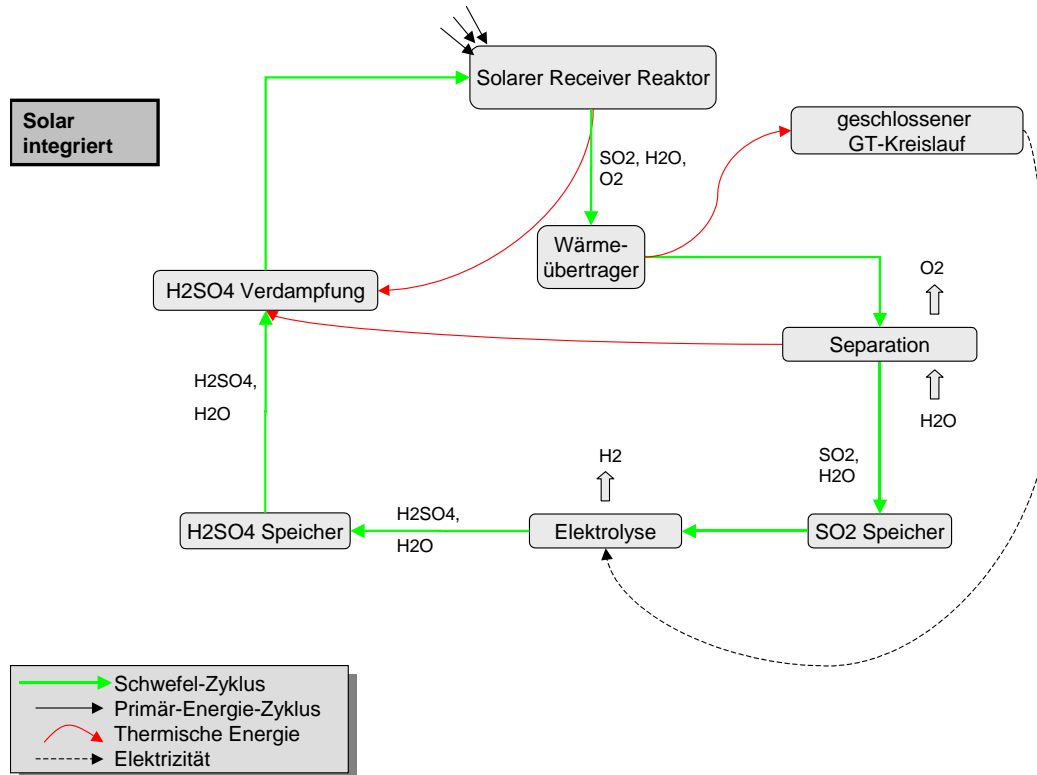
<sup>1</sup> „Switch“ ermöglicht es, von verschiedenen eingehenden Stoffströmen einen ausgewählten durchzulassen.

### **3.3 Rein solare Anlage mit integrierter Gewinnung von elektrischer Energie**

Ausgangsbasis für diese Arbeit war unter anderem eine Studienarbeit von Nils Gathmann zum Schwefel-Hybrid-Zyklus ([Gat]). Darin wird ein mit Aspen Plus erstelltes Modell einer Anlage basierend auf dem Schwefel-Hybrid-Zyklus beschrieben, welche ausschließlich mit solarthermischer Energie aus einem Heliostatfeld betrieben wird. In den nächsten Kapiteln wird dieses Modell kurz vorgestellt und weiterentwickelt.

#### **3.3.1 Grundfließbild**

Der Hauptschritt des modellierten Schwefel-Hybrid-Prozesses ist die Schwefelsäurespaltung, die in einem solaren Receiver-Reaktor in der Spitze eines Solarturms bei einer Temperatur von 1200 °C stattfinden soll. Dieser wird wie in Abb. 3.19 schematisch dargestellt mit verdünnter, verdampfter Schwefelsäure gespeist (gerader Pfeil). Dem heißen Produktstrom wird über einen Wärmeübertrager Prozesswärme (gekrümmter Pfeil) entzogen, mit der ein geschlossener Gasturbinen-Kreislauf zur Umwandlung in elektrische Energie betrieben wird. Diese elektrische Energie wird für die Elektrolyse der schwefligen Säure und zum Betrieb des Kreisprozesses für Pumpen und Kompressoren benötigt. Um dem Prozess dafür eine ausreichende Wärmemenge entziehen zu können, wird der Wasseranteil im Zufluss des Receiver-Reaktors erhöht. Der nun abgekühlte Produktstrom wird durch Zugabe von Wasser verdünnt und das darin enthaltene Schwefeldioxid gelöst. Dadurch kann der Sauerstoff als einzige Gasphase abgeschieden werden. Die dann vorliegende schweflige Säure wird gespeichert und der Elektrolyse, in der der Wasserstoff erzeugt wird, zugeführt. Die dabei entstehende Schwefelsäure wird wiederum einem Speicher zugeführt.



**Abb. 3.19:** Grundfließbild der rein solaren Anlage mit integrierter Stromproduktion

Die Speicher ermöglichen zwei Betriebsmodi:

- Betriebsmodus 1: Bei geringer Sonneneinstrahlung soll dem Prozess keine Wärme für den Gasturbinen-Kreislauf entzogen werden. Da in diesem Fall keine Energie für die Elektrolyse zur Verfügung steht, muss der Produktstrom in einem Tank zwischengespeichert und aus einem weiteren Tank gespeist werden. Dabei soll der Gesamtmassestrom bei einer gleichbleibenden Schwefelsäurekonzentration von 50 Massenprozent der eingestrahlten Receiverleistung angepasst werden. Elektrische Energie zum Betrieb der Pumpen muss aus einem externen Stromnetz gezogen werden.
- Betriebsmodus 2: Im Falle starker Sonneneinstrahlung soll bei erhöhtem Wassermassenstrom der Gasturbinen-Kreislauf zugeschaltet werden. Die Leistungsanpassung wird während dieses Betriebes bei Nils Gathmann über den Schwefelsäuremassenstrom geregelt, dabei verändert sich also die Schwefelsäurekonzentration. Bei dem angepassten Modell hingegen wird die Leistungsanpassung über den Gesamtmassestrom bei einer konstanten Schwefelsäurekonzentration von 20 Massenprozent geregelt. Mit der über den Gasturbinen-Kreislauf produzierten, elektrischen Energie

werden die Pumpen und die Elektrolyse betrieben, sowie der aus dem externen Stromnetz entnommene Strom zurückgeführt.

### 3.3.2 Verfahrensfließbild von Nils Gathmann

Im Verfahrensfließbild in Abb. 3.20 (siehe auch Anhang, Kap. 7.4.1) sind ausschließlich Wärmeübertrager des Typs „Heater“ in Form von Wärmequellen und –senken verwendet worden. So wird mit den Wärmequellen „H-00“ bis „H-03“ der Schwefelsäurestrom verdampft und auf 672 °C aufgeheizt. Im Receiver-Reaktor werden daraus unter Verwendung von 57,6 MW thermischer Leistung bei 1200 °C 712,9 kmol Schwefeldioxid pro Stunde produziert. Mit den Wärmesenken „C-01“ bis „C-03“ wird der Stoffstrom auf 200 °C abgekühlt. Dabei wird keine Leistung an den Gasturbinen-Kreislauf übertragen, es wird also der Betriebsmodus 1 simuliert. In dem Reaktor „SO<sub>3</sub>REAC“ vom Typ „REquil“ wird noch vorhandenes Schwefeltrioxid mit einem Teil Wasserdampf zu Schwefelsäure rekombiniert. Nach weiterer Abkühlung auf 100 °C wird im Abscheider „LV-S-01“ diese Schwefelsäure mit einem Teil Wasser als flüssige Phase abgetrennt und wieder dem Anfangsstrom zugeführt. Der Gasstrom wird zunächst auf 1,5 bar, später auf 25 bar komprimiert und insgesamt auf 25 °C abgekühlt. Der nun vorhandene Gasanteil wird durch den Gaswäscher „P-A-01“ geleitet und unter Zufuhr von Wasser in flüssige, schweflige Säure und gasförmigen Sauerstoff getrennt. Die flüssigen Phasen werden auf 90 °C erwärmt und dem Elektrolyseur zugeführt. Nach Abscheiden des nun entstandenen Wasserstoffs wird die dann vorliegende Schwefelsäure auf 1 bar entspannt und beginnt den Zyklus erneut mit der Verdampfung und Aufheizung.

In diesem Verfahrensfließbild gibt es im Wesentlichen drei Stellen, die zur Simulation verschiedener Sonneneinstrahlung variiert werden: Die Zusammensetzung und Menge des Massenstroms „O“ und die beiden Wasserquellen Strom „30“ und „H<sub>2</sub>O“.

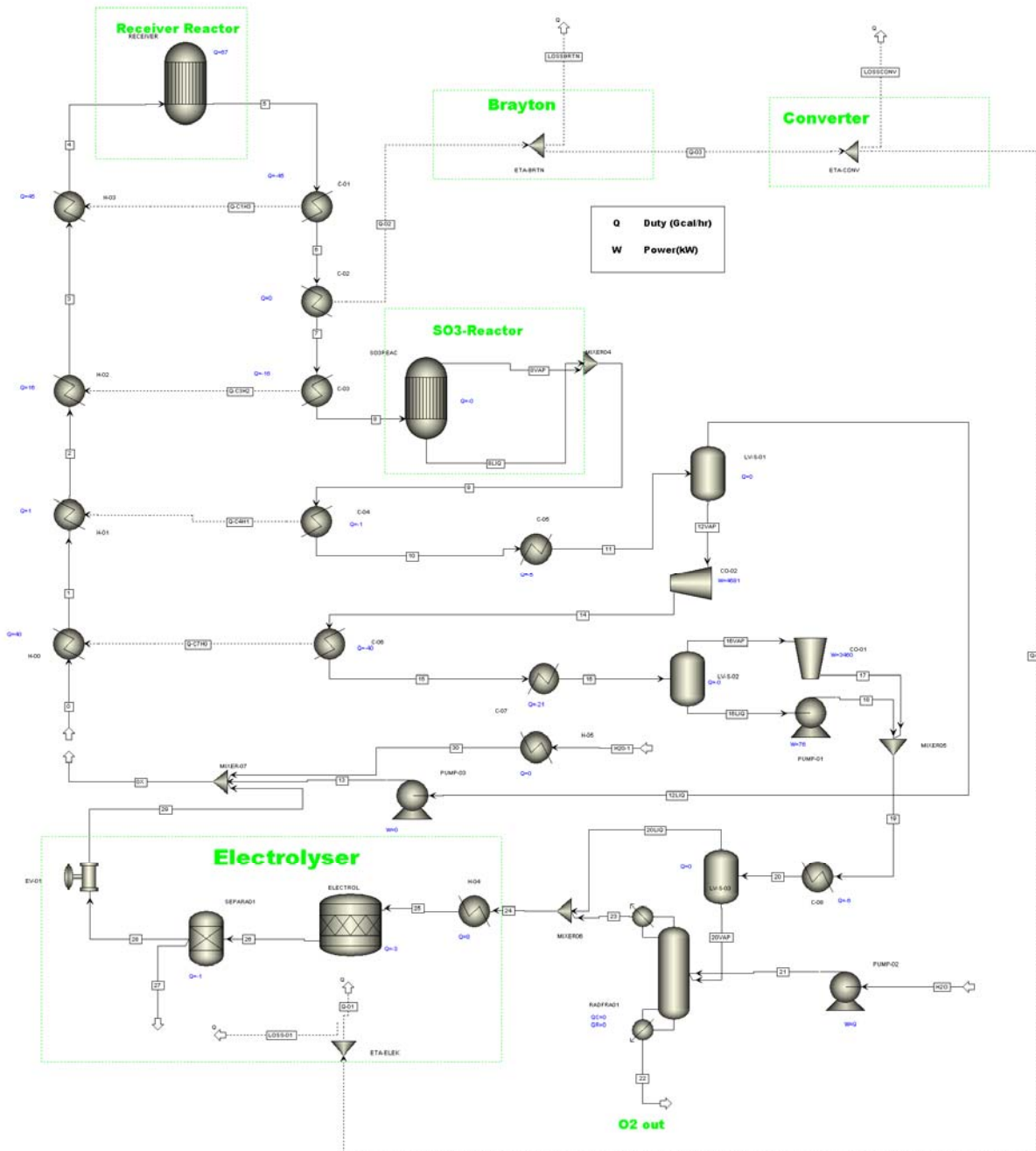


Abb. 3.20: Verfahrensfließbild von Nils Gathmann

### 3.3.3 Überarbeitetes Verfahrensfließbild

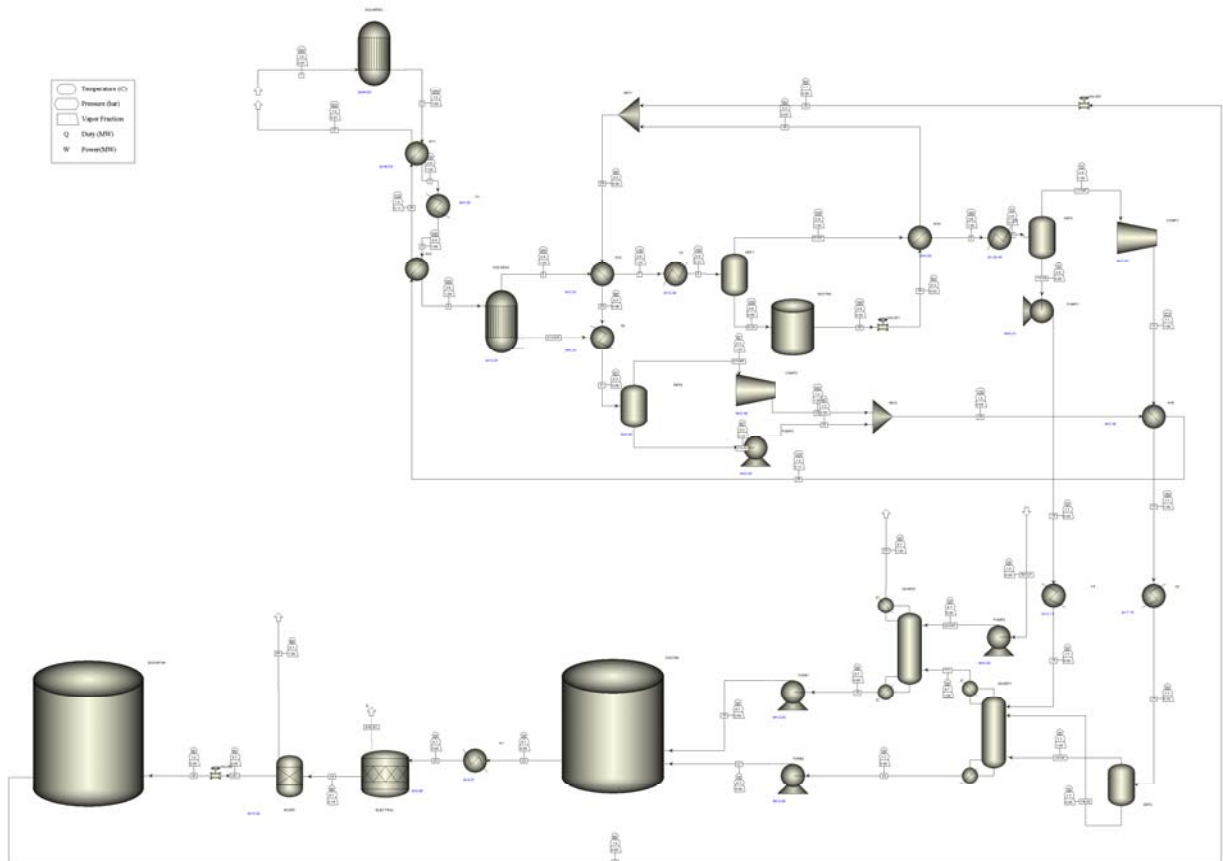
Das Verfahrensfließbild von Nils Gathmann wurde an hauptsächlich vier Anlagenelementen weiterentwickelt (siehe Abb. 3.21, sowie Anhang, Kap. 7.4.2):

- Tanks: Um für variable Sonneneinstrahlung den Stoffstrom des Zyklus für verschiedene Betriebsmodi zu puffern, wurde nun ein Tank für schweflige Säure („SO<sub>2</sub>TNK“) unmittelbar vor der Elektrolyse und ein Tank für Schwefelsäure („H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>TNK“) nach der Elektrolyse dargestellt. Mit ihnen werden allerdings vorerst nur statische Zustände

simuliert. Verschiedene Füllhöhen könnten in Aspen Plus nur mit einer dynamischen Simulation realisiert werden. In dieser Arbeit werden die Füllhöhen separat in einer Excel-Tabelle durch das lineare Anlagenverhalten bei verschiedenen Bestrahlungszuständen erfasst (siehe Kapitel 3.3.4). Des Weiteren wurde nach der Abscheidung der Schwefelsäure aus der Schwefeltrioxid-Rekombination, die das beim Umschalten von Betriebsmodus 2 auf Betriebsmodus 1 überschüssige Wasser enthält, ein Tank eingebaut („H2OTNK“). Dadurch befindet sich im anschließenden Verlauf des Prozesses nur noch genau soviel Wasser, dass sich am Ausgang des Elektrolyseurs eine konstante Schwefelsäurekonzentration einstellt.

- **Elektrolyse:** Im Modell von Nils Gathmann wird die Elektrolyse bei einem Druck von 25 bar, einer Temperatur von 90 °C und bei je nach Betriebsmodus variierender Schwefelsäurekonzentration betrieben. Das neue Modell wurde an die mit den Projektpartnern für die Elektrolyse vereinbarten Werte angepasst: Die Elektrolyse läuft nun bei einem Druck von 5,7 bar, einer Temperatur von 90 °C und einer konstanten Schwefelsäurekonzentration von 50 Massenprozent am Ausgang des Elektrolyseurs ab. Dies ist ein Kompromiss zwischen geringer, erforderlicher Aktivierungsenergie, die mit steigender Temperatur abnimmt, und geringer Schwefeldioxid-desorption, die mit sinkender Temperatur abnimmt. Bei höheren Schwefelsäurekonzentrationen würde ein Teil des produzierten Wasserstoffs mit der Säure zu Wasser und Schwefel reagieren, was unbedingt vermieden werden muss [Bor].
- **Gaswäsche:** Beim Vergleich der im Wasser gelösten Gase nach der Gaswäsche in dem Modell von Nils Gathmann mit in Versuchen ermittelten Werten (Abb. 3.5) stellte sich heraus, dass zu wenig Schwefeldioxid in Lösung gegangen ist. Abhilfe schaffte das Entfernen von Schwefeldioxid aus der Liste der Henry-Komponenten in den Aspen Plus-Einstellungen. Zugleich musste Sauerstoff auf dieser Liste stehen bleiben. Erst dann entsprach das Ergebnis der Gaswäsche den Versuchswerten. Gleichzeitig war es nun auch bei einem geringeren Druck von 7,7 bar und einer Temperatur von 30 °C möglich, die Schwefeldioxidmenge im Verhältnis von 8 mol Schwefeldioxid zu 1 kg Wasser vollständig in Lösung zu bringen. Diese Werte sind durch Extrapolation der Graphen in Abb. 3.5 wiederzufinden. Außerdem wurde die Gasphase in einem ersten Gaswäscher („O2SEP1“) mit dem während des Prozesses auskondensiertem Wasseranteil in Kontakt gebracht, bevor das Restgas in einem zweiten Schritt („O2SEP2“) vollständig im zugefügten, reinen Wasser gelöst wurde.

- Wärmeübertrager: Die Wärmequellen und –senken wurden durch realitätsnahe Wärmeübertrager ersetzt, durch die sowohl die aufzuheizenden als auch die abzukühlenden Massenströme geführt werden. Dabei war darauf zu achten, dass zur Verringerung der notwendigen Wärmeübertragerfläche eine Mindesttemperaturdifferenz von 20 K zwischen aufzuheizendem und abzukühlendem Massenstrom nicht unterschritten wurde. Bei Verdampfung oder Kondensation kann auch innerhalb eines Wärmeübertragers ein Temperaturdifferenzminimum (Pinch Point) entstehen. Dieses wird bei den Wärmeübertragermodellen Typ „MHeat“ und „HeatX“ von Aspen Plus berechnet und bei Unterschreitung einer gewählten Temperaturdifferenz als Fehler gemeldet. Dadurch war eine Wärmeübertragung wie z.B. zwischen „H-00“ und „C-06“ in Abb. 3.20 nicht mehr möglich. Dort wurde der heiße Massenstrom von 179 auf 95 °C abgekühlt und zu 60 % auskondensiert, indem der kalte Massenstrom von 85 auf 178 °C erwärmt und um 58 % verdampft wurde. Durch diese Vorgabe war es bei gleichem Aufbau der Anlage aufgrund der ungünstigen Temperaturniveaus nicht mehr möglich, mit der zur Verfügung stehenden Prozesswärme den Schwefelsäurestrom zu verdampfen. Um trotzdem ein Temperaturgefälle von abzukühlendem zu aufzuheizendem Massenstrom zu erreichen, wurde der Schwefelsäurestrom mit einem Druckminderer auf einen niedrigeren Druck von 0,3 bar reduziert, wodurch dessen Siedetemperatur verringert wurde und dadurch mit ihm der Massenstrom „6“ im Wärmeübertrager „HX3“ von 200 auf 110 °C abgekühlt werden kann. Anschließend muss der Schwefelsäurestrom wieder auf den Betriebsdruck von 1 bar gebracht werden. So wurde es möglich, die Schwefelsäure bis zum Reaktoreintritt um 87 % zu verdampfen und auf eine Temperatur von 303 °C zu bringen.



**Abb. 3.21:** Verfahrensfliessbild der rein solaren Anlage für integrierte Stromproduktion

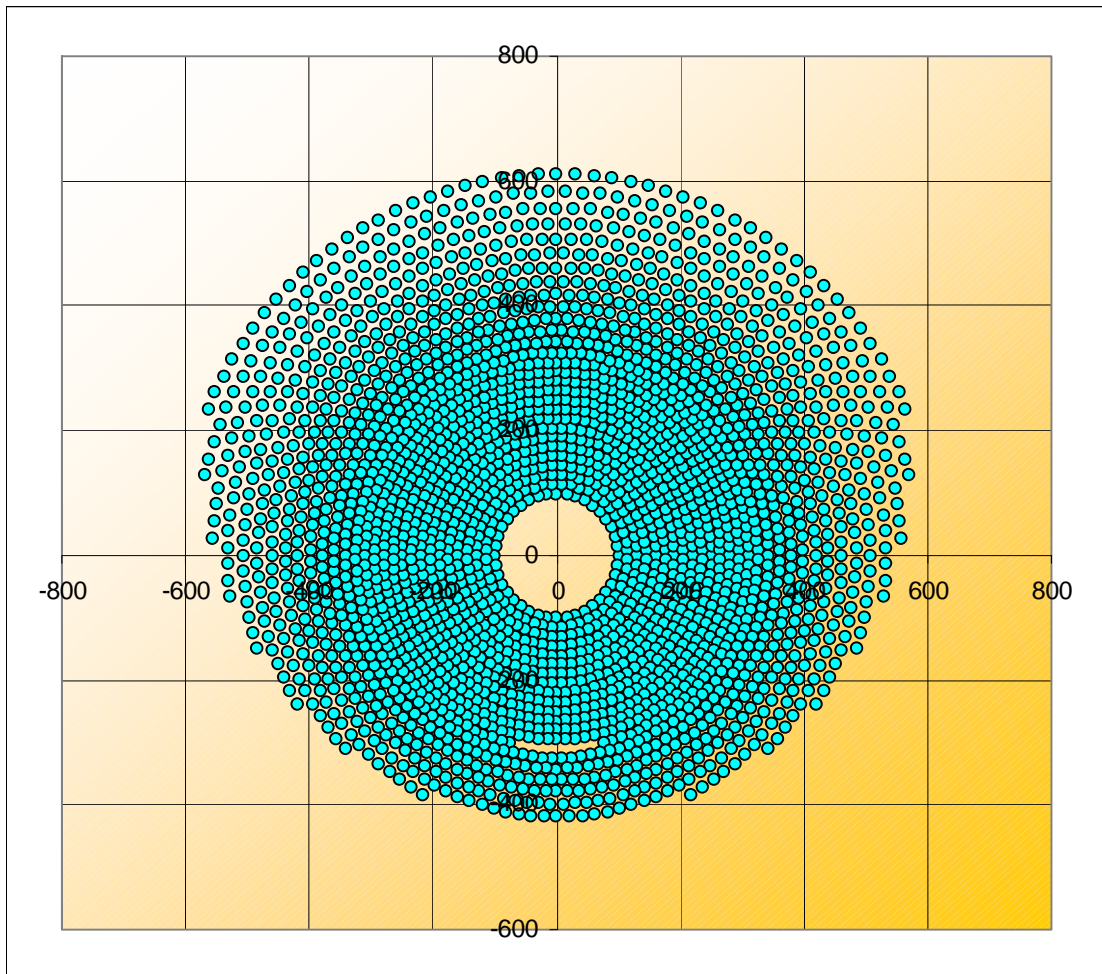
Das überarbeitete Verfahrensfliessbild Abb. 3.21 (siehe auch Anhang, Kap. 7.4.2) beginnt mit dem Massenstrom „1“ am Eingang des Receiver-Reaktors bei einer Temperatur von 303 °C. Daraus werden unter Verwendung von 64,9 MW thermischer Leistung bei 1200 °C 282,9 kmol Schwefeldioxid pro Stunde produziert. Im Wärmeübertrager „HX1“ wird der Stoffstrom mit einem Druckverlust von 0,2 bar auf beiden Seiten auf 200 °C abgekühlt. Dabei wird keine Leistung an den Gasturbinen-Kreislauf übertragen, es wird also ebenfalls der Betriebsmodus 1 simuliert. In dem Reaktor „SO<sub>3</sub>-REAC“ vom Typ „Requil“ wird noch vorhandenes Schwefeltrioxid mit einem Teil Wasserdampf zu Schwefelsäure rekombiniert. Nach weiterer Abkühlung auf 100 °C wird im Abscheider „SEP1“ diese Schwefelsäure mit einem Teil Wasser als flüssige Phase separiert und durch einen Tank und einen Druckminderer geleitet wieder dem Anfangsstrom zugeführt. Der Gasstrom wird auf 70 °C weiter abgekühlt und in Kondensat und Gasphase getrennt. Anschließend werden diese Ströme auf 7,7 bar gefördert, auf 30 °C abgekühlt und im Gaswäscher „O<sub>2</sub>SEP1“ miteinander in Kontakt gebracht. Während der flüssige Anteil auf 5,7 bar gedrosselt und dem Schwefeldioxidtank „SO<sub>2</sub>TNK“ zugeführt wird, wird der gasförmige Anteil in einem weiteren Gaswäscher in zugefügtem Wasser gelöst beziehungsweise sein Sauerstoffanteil abgetrennt. Nach Erwärmung der flüssigen Phasen auf 90 °C werden sie dem Elektrolyseur zugeführt. Nach Abscheiden des nun entstandenen Wasserstoffs wird die dann vorliegende Schwefelsäure

auf 1 bar entspannt und in den Schwefelsäuretank „H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>TNK“ geleitet. Anschließend wird der Schwefelsäurestrom auf 0,3 bar gedrosselt und mit der Schwefelsäure aus der Schwefeltrioxid-Rekombination vermischt. Nach der Wärmeaufnahme im Wärmeübertrager „HX3“, der Verdichtung des Schwefelsäurestroms auf 1,2 bar und weiterer Aufheizung in den Wärmeübertragern „HX5“ und „HX1“, ist der Schwefel-Hybrid-Zyklus geschlossen.

Zum Anpassen des Verfahrensfließbildes an unterschiedliche Sonneneinstrahlung, werden die Zusammensetzung und Menge des Massenstroms „1“ und die Wasserquelle Strom „H<sub>2</sub>O“ variiert. Für den Betriebsmodus 2 werden die drei Wärmeübertrager „HX1“ bis „HX3“ entsprechend eingestellt.

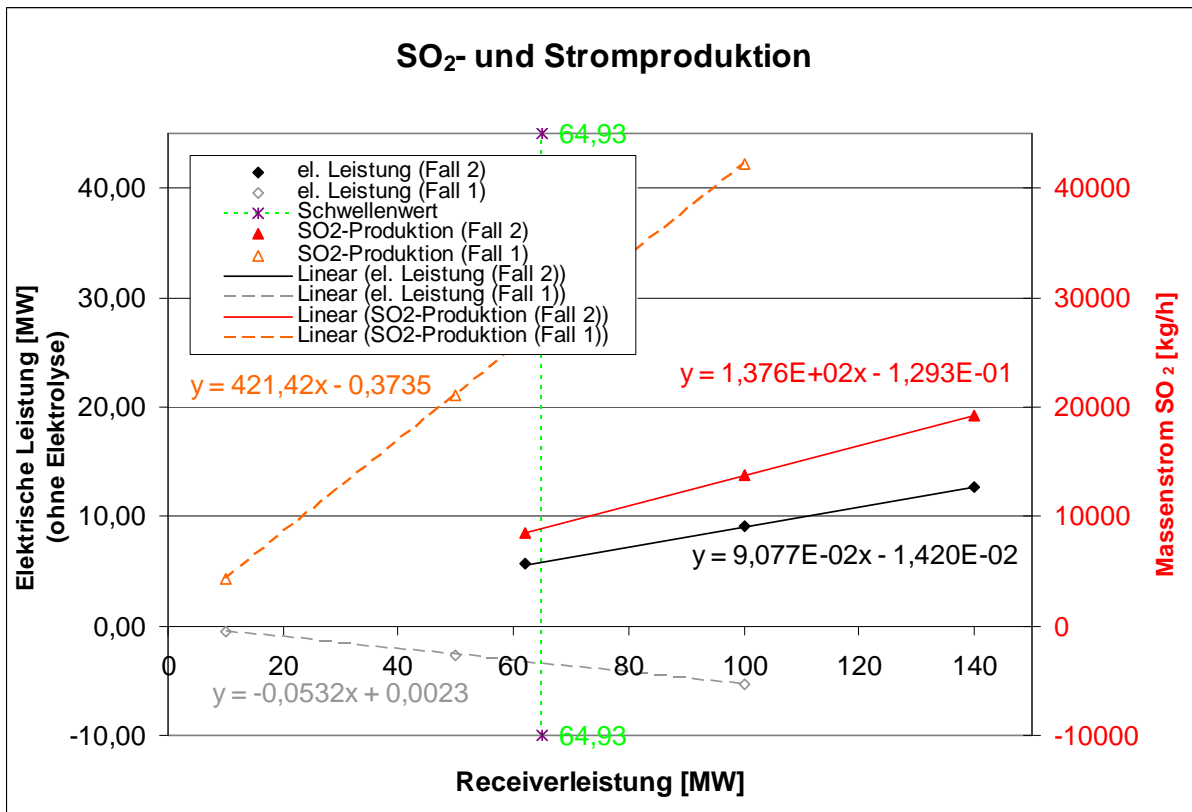
### 3.3.4 Berechnung des Jahresumsatzes

Als Standort für die Anlage zur Wasserstoffzersetzung wurde der Ort Assuan in Ägypten ausgewählt. Dort gibt es sehr gute Wetterbedingungen, genügend Wasser aus dem Nil (Ägypten stehen davon im Jahr 55,5 Mrd. m<sup>3</sup> zu [Gov]) und eine gute Infrastruktur für Transport und Elektrizität (die Leistung des im Assuan-Staudamm integrierten Wasserkraftwerks liegt in Summe bei 2100 MW). Anhand von stündlichen Wetterdaten eines typischen Jahres in Assuan wurde nun ein Heliostatfeld ausgelegt, welches unter Berücksichtigung von Verlusten des Spiegelfeldes und des Receiver-Reaktors eine Spitzenleistung von 170 MW übertragen kann (siehe Abb. 3.22). Um die Schwefel-Hybrid-Anlage nicht unnötig groß auszulegen, wurde sie auf eine Spitzenleistung von 140 MW begrenzt. Die Differenz zwischen den beiden Auslegungspunkten lässt sich dadurch rechtfertigen, dass die Strahlungsleistung der Sonne, die zu einer Leistung von 170 MW führt, nur selten im Jahr vorkommt. So verursacht die Reduktion der Spitzenleistung um 17,6 % lediglich eine Jahresenergieeinbuße von 3,8 %. Mit diesen Annahmen wird im Jahresmittel auf die Schwefel-Hybrid-Anlage eine thermische Leistung von 50 MW übertragen.



**Abb. 3.22:** Berechnetes Heliostatfeld für eine Receiverleistung von 50 MW im Jahresmittel  
(Angaben in Metern), Turmposition im Koordinatenursprung [Gra]

Für die beiden Betriebsmodi wurde mit Hilfe von Aspen Plus das Verhalten der Wasserstoffproduktionsanlage in jeweils drei unterschiedlichen Leistungszuständen berechnet. Aus den daraus resultierenden Massenströmen und Werten zur Produktion bzw. zum Verbrauch von elektrischer Energie ließen sich lineare Beziehungen zwischen eingebrachter, thermischer Leistung und der Schwefeldioxidproduktion, sowie der Produktion bzw. dem Verbrauch von elektrischer Energie herleiten (siehe Abb. 3.23). Mit diesen Funktionen konnten die Zustände der Anlage, die sich entsprechend der Wetterdaten stündlich verändern, über den Zeitraum eines Jahres simuliert werden. Diese Berechnung gab darüber Aufschluss, ab welchem Schwellenwert zwischen Betriebsmodus 1 und Betriebsmodus 2 umgeschaltet werden muss, um am Ende des Jahres die produzierte Menge an schwefliger Säure verwendet und die dazu benötigte, elektrische Energie produziert zu haben. Dabei wurden alle Receiverleistungen unterhalb von 10 MW nicht in die Bilanz mit einbezogen.



**Abb. 3.23:** Anlagenverhalten (solar, integriert) in Abhängigkeit von der eingestrahelten, thermischen Leistung

Wenn im Betriebsmodus 1 Schwefelsäure mit einer Konzentration von 50 Massenprozent und im Betriebsmodus 2 mit einer Konzentration von 20 Massenprozent in den Receiver-Reaktor geleitet wird, liegt bei dem überarbeiteten Anlagenmodell der Schwellenwert zum Umschalten zwischen den beiden Fällen bei 64,93 MW. Mit dieser Strategie läuft die Anlage während 88 % der Betriebszeit (46 % der Zeit im Jahr) im Betriebsmodus 2 und produziert aus 18562 t (2119,0 kg/h) Wasser im Jahr 16610 t (1896,1 kg/h) Sauerstoff und 2079 t (237,4 kg/h) Wasserstoff. So werden von 50 MW thermischer Leistung, die im Receiver-Reaktor in den Prozess eingebracht werden, unter Zuhilfenahme des Brennwertes (285,83 kJ/mol) 9,4 MW (18,8 %) im Wasserstoff gespeichert. Der größte Teil der Energie geht in Form von Abwärme bei einem Temperaturniveau von 30 bis 90 °C verloren, da der Siedepunkt der aufzuheizenden, flüssigen Schwefelsäure höher liegt als der des abzukühlenden Schwefeldioxidgasgemisches und daher die Wärmerückführung erschwert.

### 3.4 Rein solare Anlage mit separater Gewinnung von elektrischer Energie

Als Prozessvariante wurde die Produktion elektrischer Energie von dem Schwefel-Hybrid-Zyklus entkoppelt. Dies ermöglicht den Betrieb des Schwefel-Hybrid-Zyklus bei besseren Bedingungen z.B. mit geringerem Wasseranteil und macht ihn auch zur Bewertung unabhängig von der Art der separaten Stromgewinnung.

#### 3.4.1 Grundfließbild

Die Schwefelsäurespaltung findet nach dem Schema Abb. 3.24 wieder in einem solaren Receiver-Reaktor in der Spitze eines Solarturms bei einer Temperatur von 1200 °C statt. Im gleichen Turm befindet sich ein Receiver, der den Gasturbinen-Kreislauf mit thermischer Energie bei einem Temperaturniveau von 850 °C versorgt. Die im solaren Receiver-Reaktor gespaltene Schwefelsäure wird direkt der Sauerstoffseparation zugeführt. Um wieder verschiedene Betriebsmodi zu verwenden, wird die anfallende schwefelige Säure in einem Tank zwischengelagert und von dort in die Elektrolyseeinheit geleitet. Die daraus austretende Schwefelsäure wird nach Durchlaufen eines weiteren Tanks mit Wärme aus dem Produktgasstrom und der Separation verdampft und wieder dem solaren Receiver-Reaktor zugeführt.

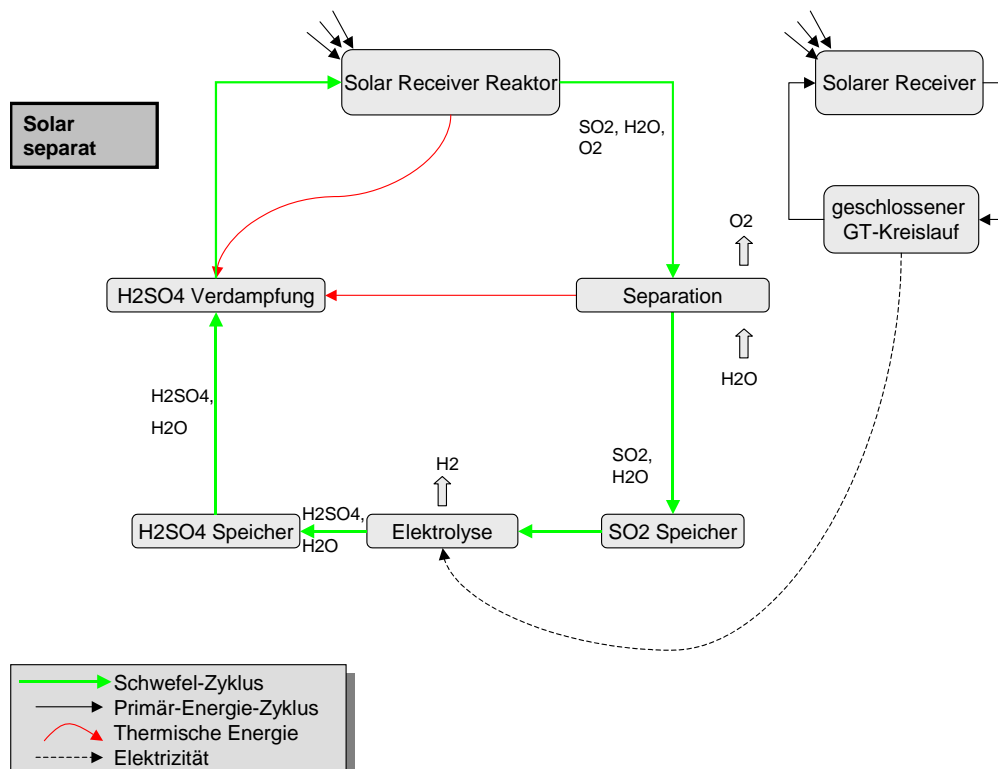


Abb. 3.24: Grundfließbild der rein solaren Anlage mit separater Stromproduktion

Um die Anlage an die Sonneneinstrahlung anzupassen, finden wieder mit Hilfe der Tanks zwei Betriebsmodi Anwendung:

- Betriebsmodus 1: Bei geringer Sonneneinstrahlung soll allein die Schwefelsäurespaltung betrieben werden. Das bedeutet, dass alle Heliostaten die Sonnenstrahlen auf den solaren Receiver-Reaktor lenken. Da in diesem Fall keine Energie für die Elektrolyse zur Verfügung steht, wird die produzierte schweflige Säure in einem Tank zwischengespeichert und der Spaltungsreaktor mit Schwefelsäure aus einem weiteren Tank gespeist. Dabei soll der Gesamtmassenstrom bei einer gleichbleibenden Schwefelsäurekonzentration von 50 Massenprozent der eingestrahlten Receiverleistung angepasst werden. Elektrische Energie zum Betrieb der Pumpen muss aus einem externen Stromnetz gezogen werden.
- Betriebsmodus 2: Im Falle starker Sonneneinstrahlung schwenken einige Heliostaten und richten einen Teil der Strahlung auf den Receiver für den Gasturbinen-Kreislauf. Die Massenströme beider Kreisläufe werden der einfallenden Strahlungsleistung angepasst. Dabei wird im Gegensatz zur Betriebsstrategie von Nils Gathmann die Schwefelsäurekonzentration mit 50 Massenprozent konstant gehalten. Mit der über den Gasturbinen-Kreislauf produzierten, elektrischen Energie werden die Elektrolyse und die Pumpen betrieben und in Jahressumme der aus dem externen Stromnetz entnommene Strom wieder eingespeist.

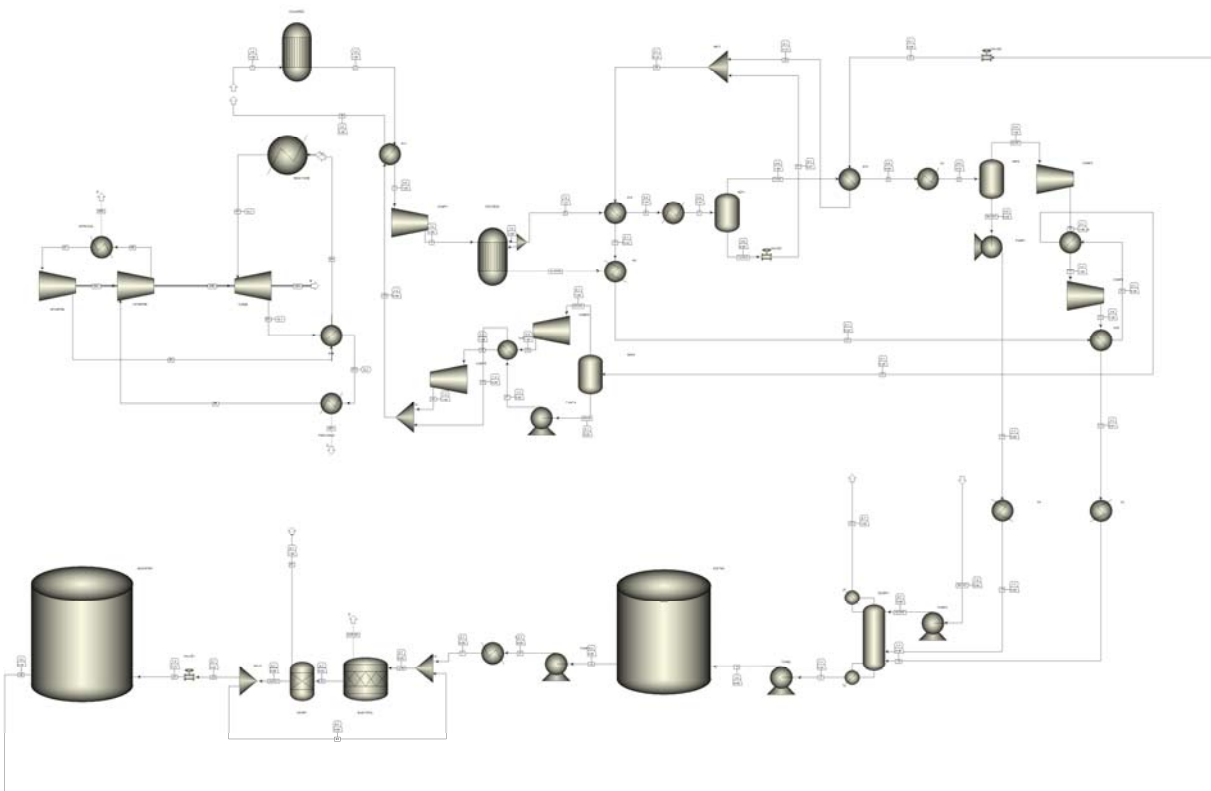
### 3.4.2 Verfahrensflißbild

Das Verfahrensflißbild aus Kapitel 3.3.3 ist um folgende Anpassungen erweitert und näher in Richtung Umsetzbarkeit weiterentwickelt worden (siehe Abb. 3.25 und Anhang, Kap. 7.4.3):

- Gasturbinen-Kreislauf: Ein Modell des geschlossenen Gasturbinen-Kreislaufs ist in das Verfahrensflißbild mit aufgenommen worden. Es besteht aus einem Receiver bzw. Wärmeübertrager „REACTORB“, in dem durch solare Strahlung Helium bei 70,1 bar von 491 auf 850 °C aufgeheizt wird (Strom „B2“). Dieser überhitzte Heliumgasstrom wird unter Abgabe von Leistung, die in elektrische Energie umgewandelt wird, in einer Turbine „TURBB“ auf 27 bar entspannt und auf 26 °C abgekühlt. Dann wird er auf 42,5 bar vorverdichtet und nach einer Zwischenkühlung auf wiederum 26 °C auf den Betriebsdruck von 70,7 bar gefördert und aufgeheizt.

- Druckverluste: Bisher wurden in den Verfahrensfliessbildern nur bei einem Wärmeübertrager Druckverluste angenommen. Um die Wärmeübertragung näher an die Realität anzupassen, wurde nun für die Wärmeübertrager „HX2“ bis „HX6“ auf der Seite des abzukühlenden Gases ein Druckverlust von jeweils 0,1 bar angenommen. Im Wärmeübertrager „HX1“ wurde sowohl für die warme als auch für die kalte Seite ein Druckverlust von 0,2 bar angenommen, da dort die größte Wärmemenge übertragen wird. Da der Druck im Receiver-Reaktor aus verschiedenen Gründen (Prinzip von Le Chatelier, gutes Fail-Save Verhalten, keine Sekundärkonzentration) bei 1 bar liegen soll, musste hinter dem Wärmeübertrager „HX1“ ein Kompressor „COMP1“ eingefügt werden, der das Gas wieder auf einen Druck von 1 bar fördert. Dadurch wurde ein Sinken des Druckes durch die Druckverluste unter 0,8 bar verhindert.
- Druckminderung: Um bei mäßigen Drücken Schwefeldioxid in Lösung zu bringen, muss der Stoffstrom auf 42 °C abgekühlt werden. Da es erstrebenswert ist, möglichst viel Prozesswärme in den aufzuheizenden Schwefelsäurestrom zurückzuführen, wurde dieser auf 0,1 bar gedrosselt. Dabei kühlt er sich auf 68 °C ab und ist in der Lage im Wärmeübertrager „HX2“ einen Teil der Kondensationswärme des abzukühlenden Stoffstromes aufzunehmen. An späterer Stelle ist es dann notwendig, den Druck dieses Schwefelsäurestromes wieder auf 1,2 bar zu erhöhen. Dies geschieht mit der Pumpe „PUMP4“ und den Verdichtern „COMP4“ und „COMP5“.
- 2-stufige Verdichtung: Um Verluste und Materialanforderungen bei den Kompressoren zu verringern, wurde an den Stellen, an denen eine Temperatur von 300 °C überschritten wurde, die Kompression auf zwei Stufen mit Zwischenkühlung aufgeteilt („COMP2“ bis „COMP5“).
- Vereinfachte Separation: Durch korrekt gewählte Anzahl von Böden in der Gaswäschkolonne ist es möglich, die Sauerstoffseparation in einer einzigen Kolonne unterzubringen. Dabei spielt auch die Zufuhr der Stoffströme in die richtige Ebene eine wichtige Rolle. So besteht die angepasste Separationskolonne „O2SEP1“ aus acht Böden. In den untersten Boden (8) wurde der Gasstrom „14“ eingeleitet, in den Boden (7) darüber der flüssige Strom „16“. Am oberen Ende der Kolonne (Ebene 1) tritt unter Zufuhr von Wasser der abgetrennte Sauerstoff aus. Durch diese Anpassung wurden gegenüber dem Verfahrensfliessbild Abb. 3.21 die drei Anlagenteile „SEP3“, „O2SEP2“ und „TURB1“ eingespart.

- **Elektrolyse:** Für eine gleichmäßige Konzentrationsverteilung im Elektrolyseur ist eine Rückführung von 90 % des Produktstromes gefordert [Bor]. Dies wird durch Strom „23“ gewährleistet. Um bei der Elektrolyse eine Temperatur von 90 °C zu erhalten, muss die zugeführte schweflige Säure eine Temperatur von 49 °C besitzen, da bei der Mischung dieser mit dem rückgeführten Strom Wärme freigesetzt wird.
- **Tanks:** Es bedarf keines hohen Energieaufwandes, flüssige schweflige Säure auf ein höheres Druckniveau zu fördern. Einen großen Tank für einen Überdruck zu konstruieren, ist jedoch aufwendiger als für einen Druck von 1 bar. Daher wird die schweflige Säure nach der Gaswäsche in der Turbine „Turb2“ auf 1 bar entspannt, bevor sie in den Tank geleitet wird. Für die Elektrolyse wird sie dann wieder auf den gewünschten Druck von 5,7 bar gefördert.



**Abb. 3.25:** Verfahrensfliessbild der rein solaren Anlage mit separater Stromproduktion

Im Verfahrensfliessbild der rein solaren Anlage mit separater Stromgewinnung Abb. 3.25 (auch Anhang, Kap. 7.4.3) wird dem solaren Receiver-Reaktor verdampfte Schwefelsäure mit einer Temperatur von 481 °C zugeführt. Der Produktstrom des Receivers enthält nach zugefügter Wärmeleistung von 40,04 MW 323,7 kmol/h Schwefeldioxid. Er wird im Wärmeübertrager „HX1“ auf 177 °C abgekühlt, vom Kompressor „COMP1“ angesaugt und bei 210 °C in den Reaktor „SO3REAC“ zur Rekombination von Schwefeltrioxid eingeleitet.

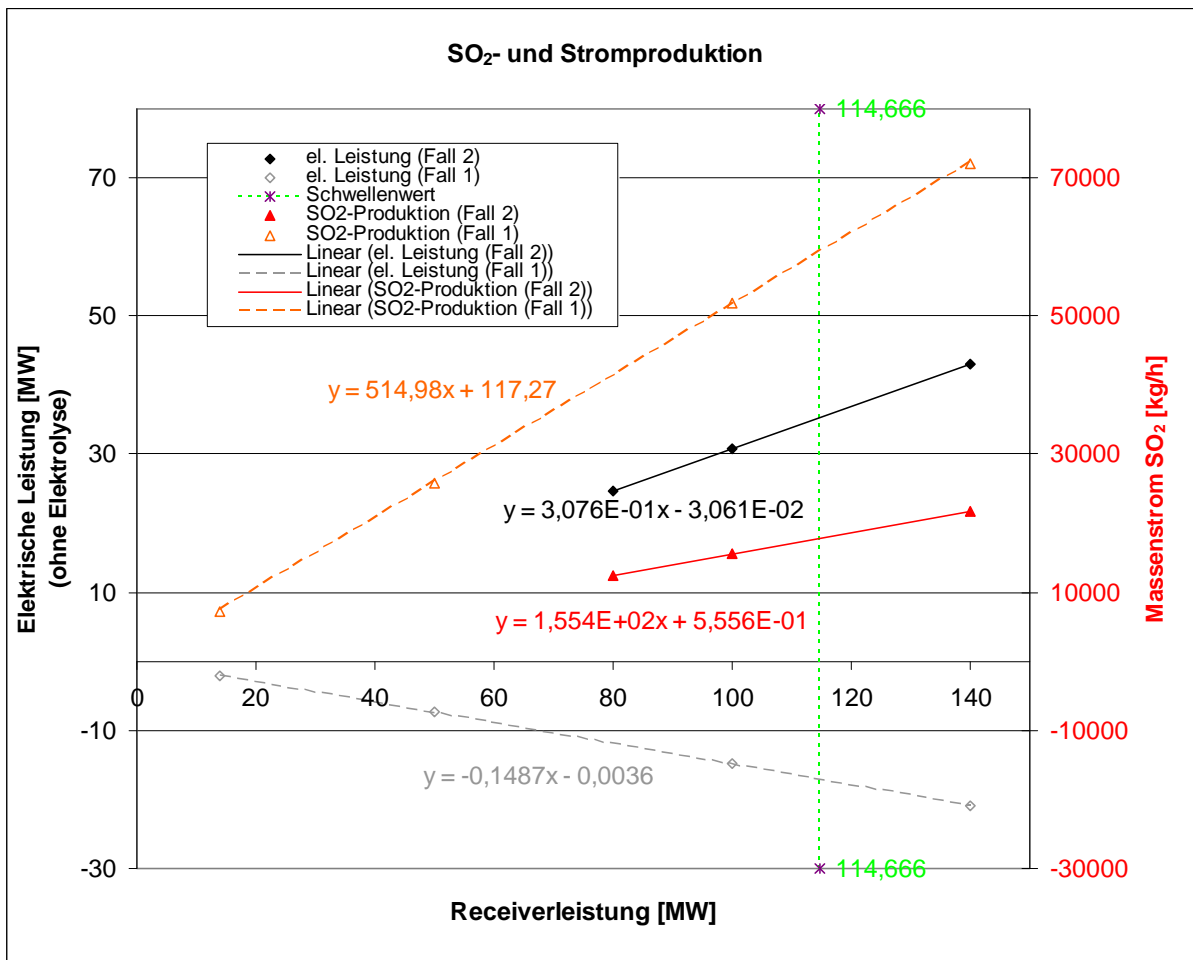
Nach Abkühlung auf 108 °C werden im Abscheider „SEP1“ im Stoffstrom enthaltene Schwefelsäure und ein Teil auskondensiertes Wasser abgetrennt und auf 0,1 bar gedrosselt. Der restliche Gasstrom wird auf 70 °C weiter abgekühlt, wobei die meiste Wärme im Kühler „C2“ an die Umgebung verloren geht. Der nun auskondensierte Anteil wird auf mit einer Pumpe auf einen Druck von 7,7 bar gefördert, während der Gasanteil mit zwei Kompressoren verdichtet wird. Nach weiterer Abkühlung auf 42 °C werden beide Ströme in der Gaswäschkolonie „O2SEP1“ mit frischem Wasser vermischt und nach Abscheiden des Sauerstoffs und Entspannung auf 1 bar in den Tank für schweflige Säure geleitet. Mit einem Druck von 5,7 bar und einer Temperatur von 49 °C wird die schweflige Säure zu dem Rückstrom „23“ aus der Elektrolyse zugegeben. Im Elektrolyseur werden damit 323,7 kmol/h Wasserstoff produziert. 10 % der dabei entstandenen Schwefelsäure gelangen nach Drosselung auf 1 bar in den Schwefelsäuretank. Der restliche Teil wird zurück zum Elektrolyseeingang geführt. Zum Verdampfen der Schwefelsäure wird diese auf 0,1 bar gedrosselt und ihr wird über die Wärmeübertrager „HX2“ bis „HX5“ Wärme aus dem abzukühlenden Schwefeldioxidstrom übertragen. Dabei sind die Wärmeübertrager so gewählt, dass die Wärme des abzukühlenden Stroms auf dem jeweils niedrigsten, möglichen Temperaturniveau entzogen wird. Im Wärmeübertrager „H2“ wird die Energie, die bei der exothermen Reaktion von Schwefeltrioxid zu Schwefelsäure entsteht, in den aufzuheizenden Stoffstrom eingekoppelt. Vor dem Durchgang durch den Hochtemperaturwärmeübertrager, wird der Schwefelsäurestrom auf 1,2 bar verdichtet. Strom „40“ kann mit 481 °C und 1 bar wieder in den solaren Receiver-Reaktor eingeleitet werden.

Zum Anpassen des Verfahrensfließbildes an unterschiedliche Sonneneinstrahlung, werden die Menge des Massenstroms „1“ und die Wasserquelle Strom „H2O“ variiert. Im Gasturbinen-Kreislauf muss der Heliummassenstrom angepasst werden.

### 3.4.3 Berechnung des Jahresumsatzes

Als Grundlage für die Berechnung des Jahresumsatzes dienen das gleiche Heliostatfeld und die gleichen Wetterdaten für Assuan wie in Kapitel 3.3.4. Damit wurde ebenfalls ein lineares Betriebsverhalten der Anlage ermittelt, wie es in Abb. 3.26 dargestellt ist. Die gestrichelten Linien zeigen das Anlagenverhalten im Betriebsmodus 1, die durchgezogenen Linien den Betriebsmodus 2. Unter der Vorgabe, dass ab einem bestimmten Schwellenwert 70 % der solaren Energie in den Gasturbinen-Kreislauf eingekoppelt werden, muss die Anlage zur Wasserstoffproduktion ab einer Receiverleistung von 114,66 MW in den Betriebsmodus 2 umgeschaltet werden, damit am Ende eines Jahres eine ausgeglichene Stoff- und Energiebilanz gegeben ist. Die Anlage ist abhängig von der Solareinstrahlung 47 % des Jahres in Betrieb und läuft davon 54 % der Zeit im Betriebsmodus 2. Dadurch werden im Jahresmittel aus 34094 t (3892,0 kg/h) Wasser 30281 t (3456,7 kg/h) Sauerstoff und 3785 t

(432,1 kg/h) Wasserstoff produziert. Die darin gespeicherte Energie entspricht mit 17,2 MW 34,3 % der zugeführten, thermischen Leistung.



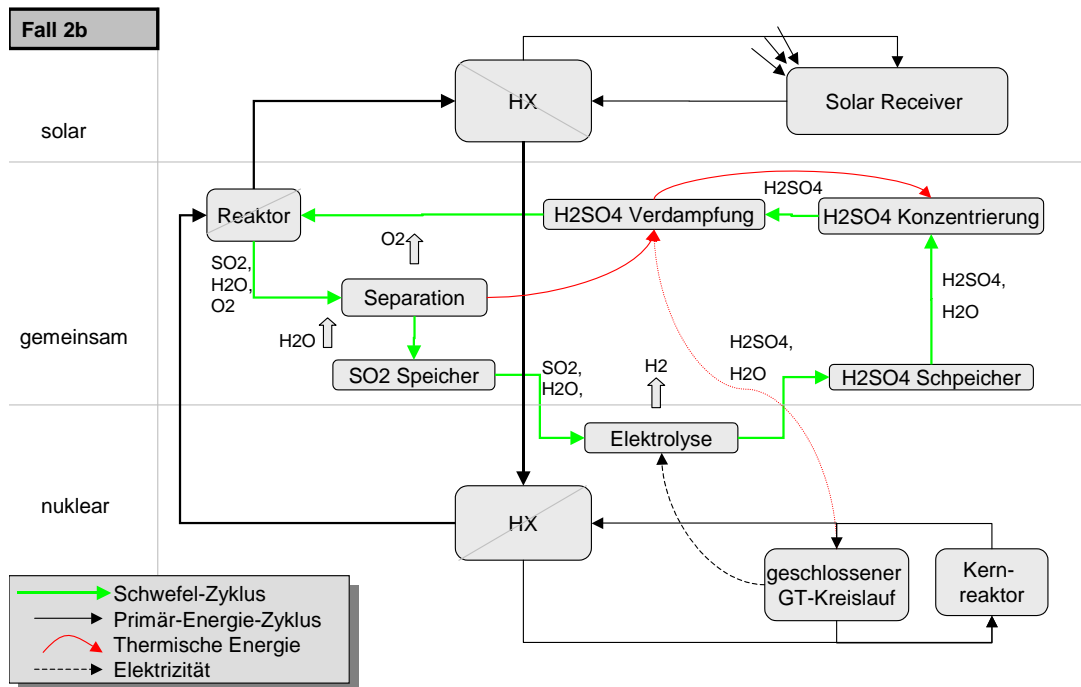
**Abb. 3.26:** Anlagenverhalten (solar, separat) in Abhängigkeit von der eingestrahlten, thermischen Leistung

### 3.5 Modell einer Hybridanlage

Ein solar betriebener Schwefel-Hybrid-Zyklus benötigt aufgrund der hohen möglichen Prozesstemperaturen keine Katalysatoren im Spaltungsreaktor und erfordert dadurch keine energieaufwendige Konzentrierung der verwendeten Schwefelsäure. Allerdings wird der Prozess durch die variierende Sonneneinstrahlung im Betrieb sehr dynamisch und steht nachts still. Außerdem ist durch die Auslegung benötigter Spiegelfelder die maximal mögliche Leistung nicht besonders hoch. Wird die benötigte thermische Energie mit einem Kernreaktor zur Verfügung gestellt, kann der Prozess bis auf wenige Ausnahmen kontinuierlich durchlaufen. Die erreichbaren Temperaturen sind jedoch geringer, sodass eine Aufkonzentrierung der verwendeten Schwefelsäure notwendig wird, um mithilfe von Katalysatoren einen

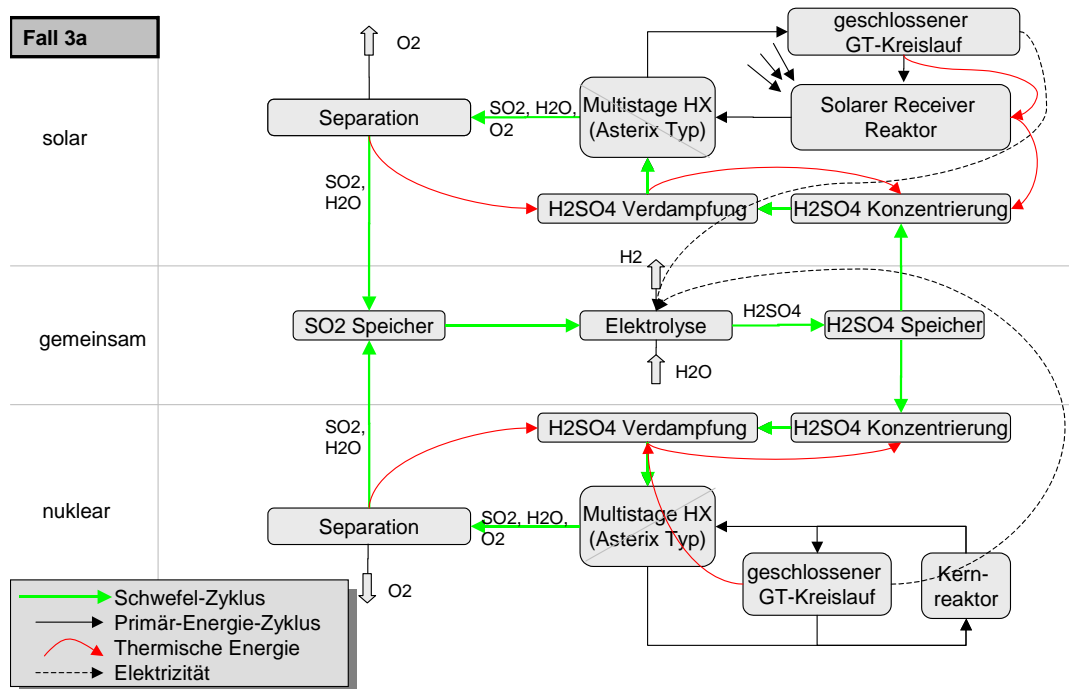






**Abb. 3.29:** Grundfließbild der Hybridanlage Fall 2b

Als Variante dazu wird im Fall 2b direkt die thermische Energie aus solarer und nuklearer Quelle gekoppelt. Es gibt einen Kreislauf, der die Wärme beider Teile aufnimmt und an einen Reaktor abgibt. Dadurch wird nur ein Reaktor zur Schwefelsäurespaltung und jedes Anlagenbauteil in nur einfacher Ausfertigung benötigt. Die elektrische Energie wird für eine konstante Elektrolyse weiterhin nur im Nuklearteil erzeugt. Kritisch ist dabei die Wärmeabnahme bzw. Kühlung des Kernreaktors, die mit hoher Sicherheit konstant gewährleistet sein muss. Außerdem ist es mit dem Wärmeübertragerkreislauf schwierig, den Vorteil der besonders hohen Temperaturen aus der Solarenergie zu nutzen.



**Abb. 3.30:** Grundfließbild der Hybridanlage Fall 3a

In Fall 3a (Abb. 3.30) sollen sowohl der nukleare als auch der solare Anlagenteil vollständig, d.h. jeweils mit Schwefelspaltung und Produktion elektrischer Energie betrieben werden. So steht bei stärkerer Sonneneinstrahlung und damit verbundenem Schwefeldioxidstrom auch mehr elektrischer Strom für die Elektrolyse zur Verfügung. Dadurch wird allerdings die Regelung der Elektrizität aufwendiger. Der Elektrolyseur mit den beiden Speichern ist das einzige gemeinsam benutzte Bauteil. Alle übrigen Anlagenbauteile müssen doppelt vorhanden sein.



Anlagenseite gespeist. Das bedeutet, dass der solare Receiver-Reaktor für eine Spitzenleistung von 140 MW thermischer Leistung ausgelegt ist, damit eine jahresdurchschnittliche Leistung von 50 MW erreicht wird.

### 3.5.3 Nuklearer Anlagenteil

Das nukleare Verfahrensfliessbild entspricht in den wesentlichen Bauteilen dem der solaren Anlage zur Wasserstofferzeugung. Da die zur Verfügung stehende Leistung allerdings nur auf einem Temperaturniveau von 850 °C liegt, müssen zwei Abschnitte angepasst werden:

- Spaltungsreaktor: Bei Temperaturen von 850 °C erhält man nur dann einen verfahrenstechnisch sinnvollen Schwefeldioxidumsatz, wenn man Katalysatoren wie z.B. Platin im Reaktor einsetzt. Um den Kontakt vom Katalysator zur Schwefelsäure zu verbessern, muss die Schwefelsäure konzentriert werden. Im nuklearen Verfahrensfliessbild wird von 50 auf 85 Massenprozent aufkonzentrierte Schwefelsäure in den Wärmeübertrager-Reaktor eingeleitet und dort auf das thermodynamische Gleichgewicht bei 850 °C gebracht.
- Konzentrierung: Eine mehrstufige Kolonne kann zum Konzentrieren von Schwefelsäure eingesetzt werden. Diese wird in der Regel von unten beheizt. Da es allerdings Ziel ist, möglichst viel Prozesswärme zu verwenden, wurde die Schwefelsäure in vier Schritten aufgeheizt und mit Abscheidern konzentriert.

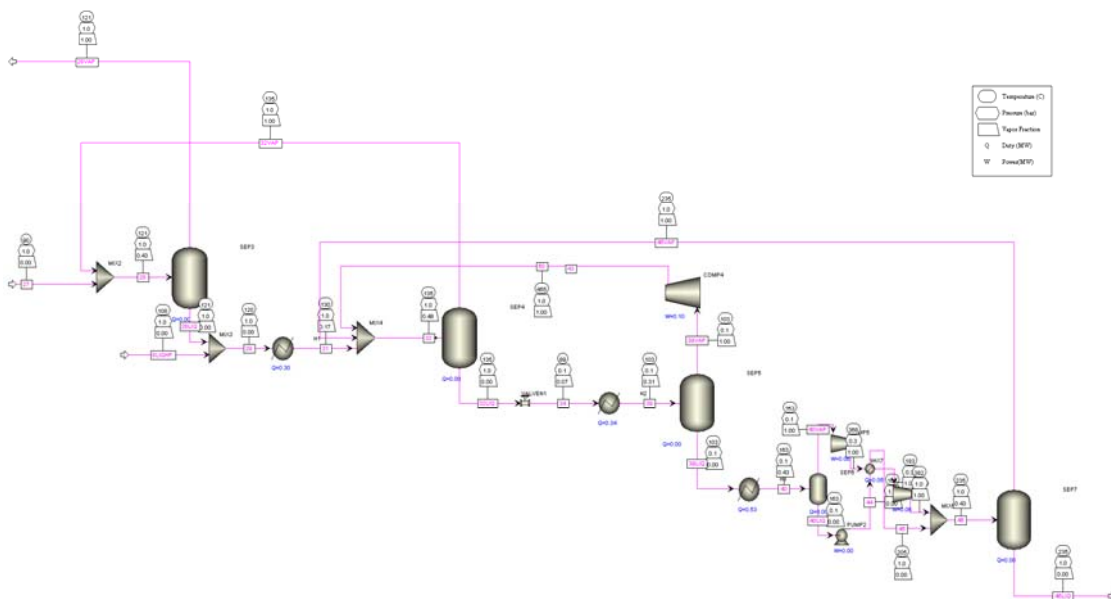
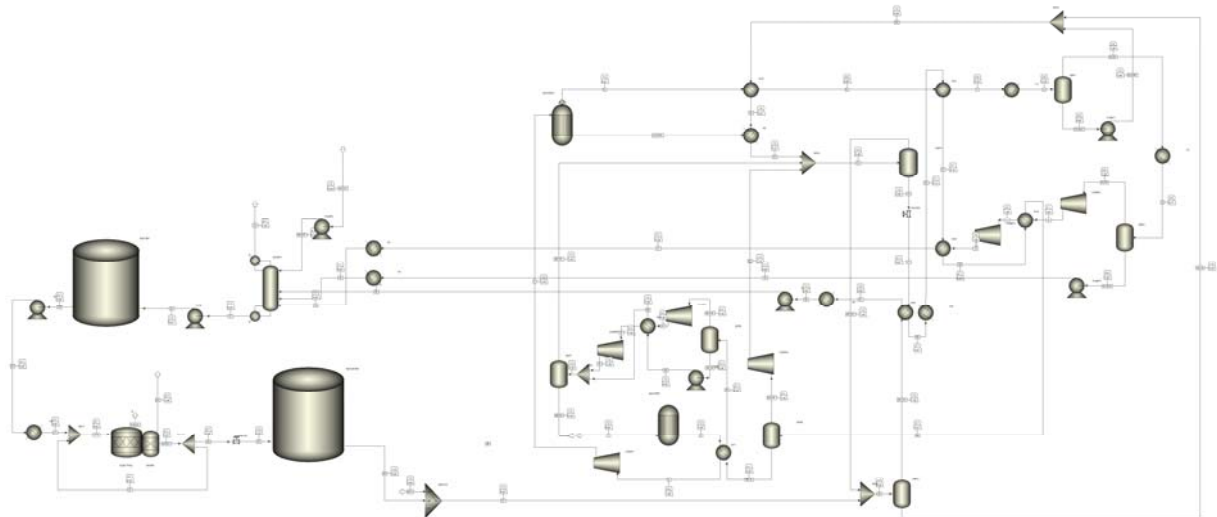


Abb. 3.32: Verfahrensfliessbild der Konzentrierungseinheit im Nuklearteil

Im ersten Schritt (siehe Abb. 3.32, „SEP3“) wird bei 1 bar und 121 °C quasi reiner Wasserdampf abgeschieden. Die dadurch auf 51 Massenprozent konzentrierte Schwefelsäure wird dem Schwefelsäurestrom aus der Schwefeltrioxid-Rekombination beigemischt, auf 130 °C erwärmt und mit den Rückströmen der Stufen 3 und 4 vermischt. Aus diesem Strom wird in der zweiten Stufe („SEP4“) bei 1 bar und 135 °C der flüssige Anteil mit 58 Massenprozent Schwefelsäure abgeschieden. Der verdampfte Anteil wird zur ersten Stufe zurückgeführt. Nach Drosselung der konzentrierten Schwefelsäure auf 0,1 bar und Erwärmung auf 103 °C wird in der dritten Stufe („SEP5“) ein flüssiger Anteil mit 69 Massenprozent Schwefelsäure abgeschieden. Der verdampfte Anteil wird wieder auf 1 bar verdichtet und der zweiten Stufe zugefügt. Nach weiterer Erwärmung und der Verdichtung des konzentrierten Stromes auf 1 bar und 235 °C kann in der vierten Stufe („SEP7“) flüssige Schwefelsäure mit der geforderten Konzentration von 85 Massenprozent abgeschieden werden. Die dabei anfallende Dampfphase wird ebenfalls der zweiten Stufe beigefügt.

Für die Konzentrierung der Schwefelsäure wurde das Verfahrensfließbild des Nuklearteils (Abb. 3.33 und Anhang, Kap. 7.4.4) einschließlich oben beschriebener Konzentrierung so umgestellt, dass möglichst viel Prozesswärme aus dem abzukühlenden, schwefeldioxidhaltigen Stoffstrom auf dem nächst möglichen Temperaturniveau für die einzelnen Stufen der Konzentrierung genutzt werden kann.



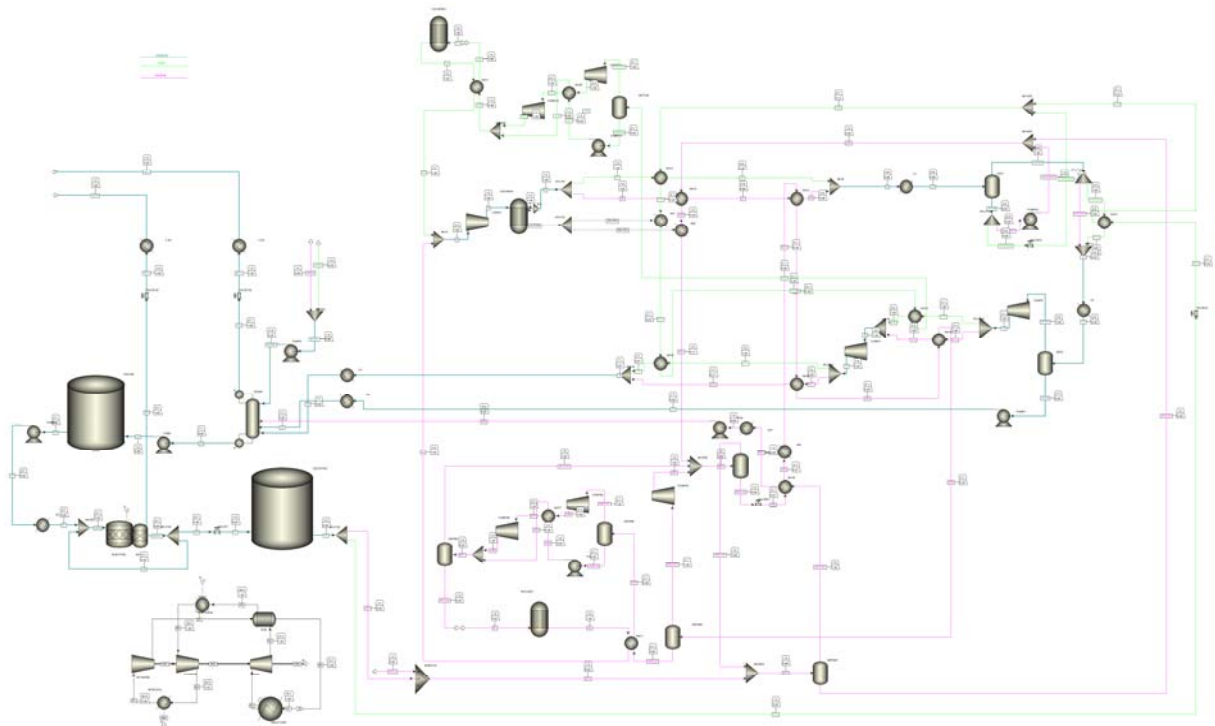
**Abb. 3.33:** Verfahrensfließbild der Konzentrierungseinheit im Nuklearteil

In den Wärmeübertragerreaktor („NUCLREC“) tritt flüssige Schwefelsäure mit einer Konzentration von 85 Massenprozent ein, wird mit 2,18 MW thermischer Leistung auf 850 °C erhitzt und mithilfe von Katalysatoren in 16,78 kmol/h Schwefeldioxid sowie Sauerstoff, Schwefeltrioxid und Wasser gespalten. Nach Abkühlung im Wärmeübertrager „HX1“ auf

178 °C mit einhergehenden Druckverlusten von 0,2 bar wird der Stoffstrom wieder auf 1 bar verdichtet und dem Reaktor zur Schwefeltrioxid-Rekombination bei 210 °C zugeführt. Mit Druckverlusten von jeweils 0,1 bar wird der Stoffstrom über die Wärmeübertrager „HX2“ und „HX3“ und mittels des Kühlers „C1“ auf 108 °C abgekühlt, und die darin enthaltene Schwefelsäure mit einem Teil Wasser abgeschieden und dem aufzuheizenden Schwefelsäurestrom beigefügt. Der Gasstrom mit Schwefeldioxid, Sauerstoff und Wasser wird auf 70 °C abgekühlt, auf 7,7 bar verdichtet und auf 42 °C weiter abgekühlt. Anschließend wird dieser Strom mit dem Wasser aus der Konzentrierung und zusätzlichem Wasser im Gaswäscher zusammengebracht und darin enthaltener Sauerstoff separiert. Die dabei übrigbleibende schweflige Säure wird auf 1 bar gedrosselt und im Tank „SO2TNK“ bei 50 °C zwischengelagert. Danach wird sie auf 5,7 bar gefördert und der Elektrolyseeinheit zugeführt. Zusammen mit dem Schwefelsäurerückstrom „23“ entsteht am Elektrolyseeingang ein Stoffgemisch mit einer Temperatur von 90 °C. Im Elektrolyseur wird Wasserstoff produziert und Schwefelsäure mit einer Konzentration von 50 Massenprozent ausgeleitet. Davon werden 90 % zurückgeführt und der Rest auf 1 bar entspannt und bei 90 °C im Schwefelsäuretank gespeichert. Daraus wird der Schwefelsäurestrom entnommen, der durch die oben beschriebenen Konzentrierungsstufen wieder in den Wärmeübertragerreaktor zur Schwefelspaltung eingeleitet wird.

### 3.5.4 Gesamtverfahrensfließbild

Im Gesamtverfahrensfließbild der Hybridanlage (Abb. 3.34 und Anhang, Kap. 7.4.5) werden alle Anlagenbausteine zusammengeführt. In der unteren Bildhälfte ist dabei der größte Teil der nuklearen Anlage, in der oberen eher der Solarteil zu sehen. Links sind die gemeinsame Sauerstoffseparation, Elektrolyse und die Tanks, sowie unten der geschlossene Gasturbinen-Kreislauf dargestellt.



**Abb. 3.34:** Verfahrensfließbild der Hybridanlage

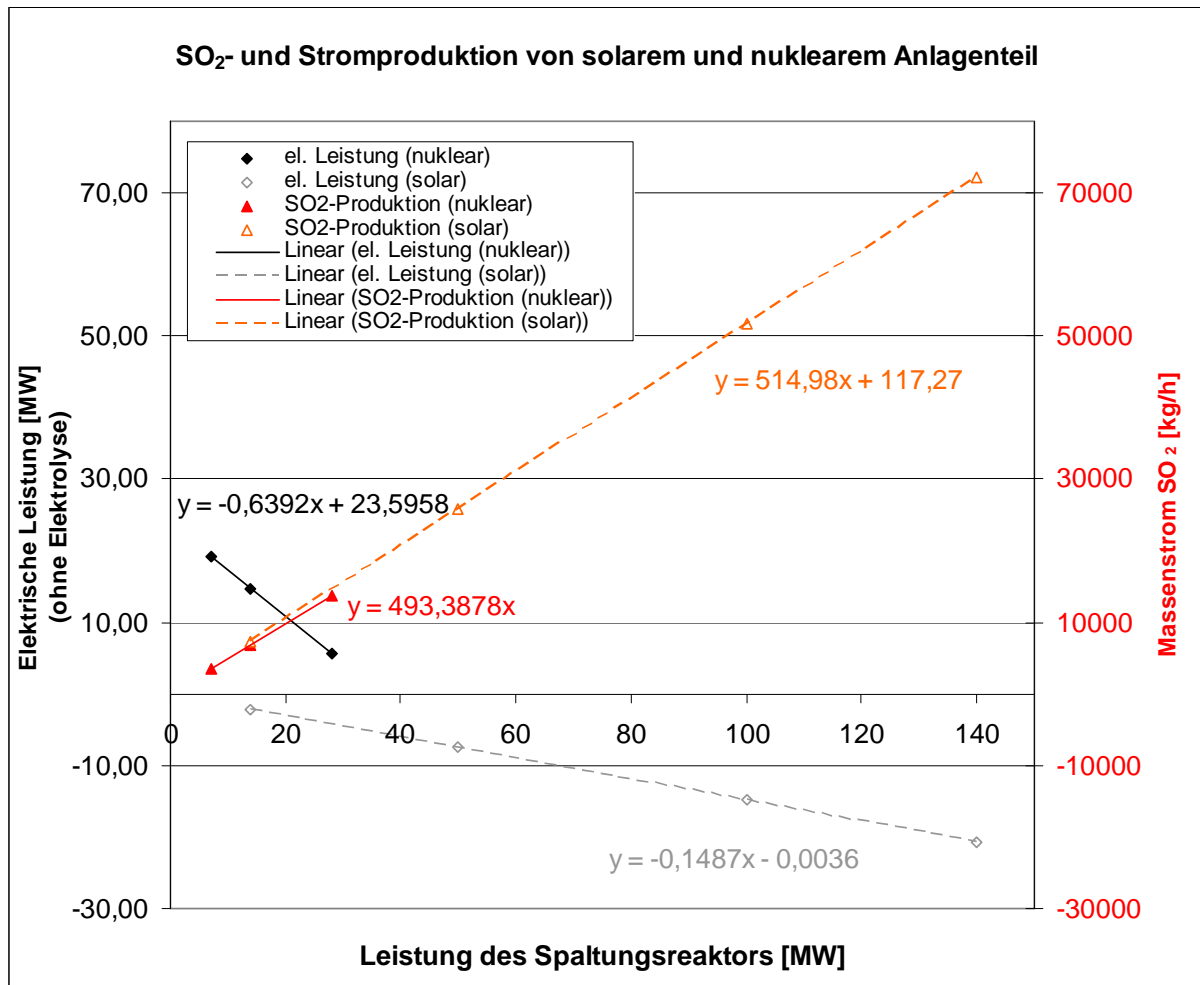
Die Verdampfung bzw. die Konzentrierung und die Spaltung der Schwefelsäure, die aus dem Schwefelsäuretank entnommen wird, finden jeweils separat im solaren bzw. nuklearen Anlagenteile statt. Das Produktgas der Spaltung wird zu dem gemeinsamen Stoffstrom „4“ zusammengefasst, auf 1 bar angesaugt und der Schwefeltrioxid-Rekombination („SO<sub>3</sub>-REAC“) zugeführt. Die dabei entstehende Reaktionswärme („Q-SO<sub>3</sub>R“) wird konstant an den Nuklearteil und variabel an den Solarteil übertragen. Der nun vorliegende Produktstrom wird mit „SPLIT6“ in zur Wärmeübertragung entsprechend den beiden Anlagenteilen in einen nuklearen und einen solaren Stoffstrom aufgeteilt. Aus beiden gemeinsam wird anschließend der Schwefelsäureanteil mit einem Teil Wasser abgeschieden, nachdem im Kühler „C1“ eine Temperatur von 108 °C garantiert wurde. Um Wärmeübertragung an den Solarteil („SHX3“) zu ermöglichen, wird der Gasstrom mit Schwefeldioxid, Sauerstoff und Wasserdampf wieder in zwei Ströme aufgeteilt („SPLIT10V“). Gemeinsam werden sie dann im Kühler „C2“ auf eine Temperatur von 70 °C heruntergekühlt. Der dabei auskondensierte Anteil wird auf einen

Druck von 7,7 bar gepumpt, auf eine Temperatur von 42 °C weiter abgekühlt und in den Gaswäscher der Sauerstoffseparation („O2SEP“) in den untersten Boden (8) eingeleitet. Der Gasanteil wird auf einen Druck von 3,1 bar vorverdichtet und in „SPLIT14“ in den solaren und nuklearen Stoffstrom aufgeteilt, um unter Druckverlusten von 0,1 bar weitere Wärme abzugeben. Im Verdichter „COMP3“ werden die beiden Stoffströme auf einen Druck von 7,8 bar gefördert und in „SPLIT17“ aufgeteilt, um in „SHX5“ und „NHX5“ unter Druckverlusten von 0,1 bar Wärme zu übertragen. Gemeinsam werden sie dann im Kühler „C3“ auf eine Temperatur von 42 °C abgekühlt und ebenfalls in den untersten Boden (8) der Gaswäscherkolonne eingeleitet. Außerdem wird in den Boden darüber (7) das Wasser aus der Schwefelsäurekonzentrierung des Nuklearteils eingeströmt. Mithilfe von zusätzlichem Wasser im obersten Boden (1) wird das Schwefeldioxid vollständig in Lösung gebracht und der Sauerstoff am oberen Kolonnenende abgeschieden. Die unten austretende schweflige Säure wird auf einen Druck von 1 bar gedrosselt, um im Tank „SO2TNK“ gespeichert werden zu können. Der aus diesem entnommene Stoffstrom wird auf einen Druck von 5,7 bar gefördert und bei einer Temperatur von 49 °C dem Rückstrom aus der Elektrolyse beigemischt. Im Elektrolyseur wird daraus bei einer Temperatur von 90 °C Wasserstoff produziert. Der schwefelsäurehaltige Ausgangsstrom wird zu 90 % zurückgeführt (Strom „29“), während der restliche Anteil auf einen Druck von 1 bar entspannt und dem Schwefelsäuretank beigefügt wird. Daraus wird Schwefelsäure mit einer Konzentration von 50 Massenprozent entnommen, auf den solaren und nuklearen Anlagenteil aufgeteilt und wie in den beiden vorangegangenen Kapiteln beschrieben verdampft bzw. konzentriert. Der Aufbau des geschlossenen Gasturbinen-Kreislaufs wurde bereits in Kapitel 3.4.2 beschrieben. Eine thermische Leistung von 47,82 MW werden dabei im Wärmeübertrager „REACTORB“ durch einen Heliumkreislauf aus dem Kernreaktor übertragen.

Die nuklearen Stoffströme „N1“, „NH2O“ und „N32-0“ sowie die nuklearen Ströme bei allen Splitters werden bei der Berechnung verschiedener Betriebszustände konstant gehalten. Im solaren Anlagenteil werden die Ströme „S1“, „SH2O“ und „S32“ der Leistung des solaren Receivers angepasst.

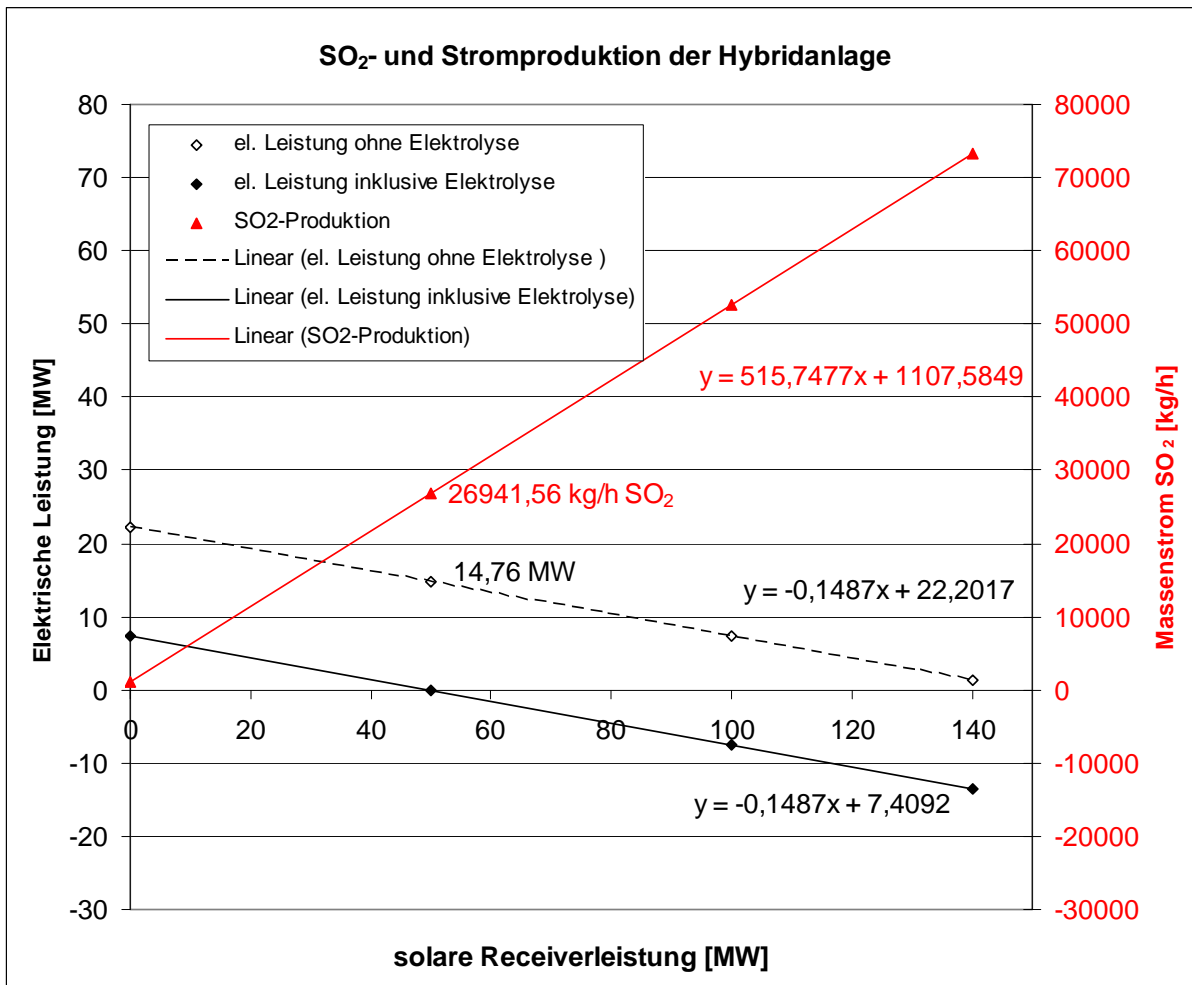
### 3.5.5 Berechnung des Jahresumsatzes

Im solaren Anlagenteil wird mit einer thermischen Jahresdurchschnittsleistung von 50 MW ausschließlich Schwefelsäure gespalten. Durch die Berechnung von vier Leistungszuständen, wie vorher bereits beschrieben, ergibt sich das in Abb. 3.35 mit gestrichelten Linien dargestellte, lineare Anlagenverhalten. In jedem Zustand gibt es dabei Bedarf an elektrischer Energie zur Deckung der Pumpen- und Verdichterleistung. Zusätzlich dazu muss ebenfalls elektrische Energie für die Elektrolyse bereitgestellt werden.



**Abb. 3.35:** Anlagenverhalten (nuklear und solar) in Abhängigkeit von der thermischen Leistung im jeweiligen Spaltungsreaktor

Diese elektrische Energie soll im Nuklearteil mit einem Anteil der durch den Kernreaktor zur Verfügung gestellten, thermischen Leistung von 50 MW im geschlossenen Gasturbinen-Kreislauf erzeugt werden. Dafür wurden drei verschiedene Leistungszustände des nuklearen Spaltungsreaktors berechnet, während der jeweils entstehende Differenzbetrag an Leistung zu 50 MW an den Gasturbinen-Kreislauf übertragen wurde. Dadurch ergab sich das lineare Anlagenverhalten für den Nuklearteil, dargestellt mit durchgezogenen Linien in Abb. 3.35. Unter Einbeziehung der für die von der produzierten Schwefeldioxidmenge abhängigen Energie, die für die Elektrolyse notwendig ist und mit den Informationen aus dem Schaubild konnte die Aufteilung der Energie aus dem Kernreaktor bestimmt werden: Wenn lediglich 2,18 MW thermischer Leistung für die nukleare Schwefelsäurespaltung und 47,82 MW für den Gasturbinen-Kreislauf verwendet werden, wird im Jahresdurchschnitt genauso viel elektrische Energie erzeugt, wie für den Betrieb der gesamten hybrid betriebenen Anlage zur Wasserstoffproduktion notwendig ist.



**Abb. 3.36:** Anlagenverhalten (hybrid) in Abhängigkeit von der thermischen Leistung im solaren Receiverreaktor

In dieser Konstellation produziert der hybrid betriebene Schwefel-Hybrid-Zyklus mit einer thermischen Gesamtleistung von 100 MW im Jahr aus 66438 t (7584,2 kg/h) Wasser 7434 t (848,6 kg/h) Wasserstoff und 59001 t (6735,3 kg/h) Sauerstoff. Damit wird im Wasserstoff eine Energie von 33,7 MW (33,7 %) gespeichert. Die Schwefeldioxidproduktion unterliegt im Solarteil täglichen und jahreszeitlichen Schwankungen. Daher ändern sich die Massenströme und der Bedarf an elektrischer Energie entsprechend Abb. 3.36 abhängig von der solaren Receiverleistung. Fehlende bzw. überschüssige elektrische Energie muss aus einem externen Stromnetz bezogen bzw. in dieses eingespeist werden. Am Ende eines Jahres ist die Bilanz des Energietransfers ausgeglichen. Die Elektrolyseeinheit wird konstant mit 14,76 MW elektrischer Leistung versorgt.

Analog dazu wurde eine größere, hybrid betriebene Anlage zur Wasserstofferzeugung ausgelegt. Dabei wurde angenommen, dass der Kernreaktor eine thermische Energie von 300 MW leistet und gleichzeitig der solare Receiver mit einem größeren Heliostatfeld im Jahresmittel 290 MW umsetzt. Unter diesen Voraussetzungen kann mit einer thermischen Leistung von 18,3 MW im nuklearen Wärmeübertragerreaktor Schwefelsäure gespalten werden, während mit der restlichen nuklearen Wärme von 281,7 MW der Gasturbinen-Kreislauf zur Stromerzeugung betrieben wird. So werden mit einer thermischen Gesamtleistung von 590 MW im Jahr aus 405921 t (46338,0 kg/h) Wasser 45314 t (5172,9 kg/h) Wasserstoff und 360684 t (41174,0 kg/h) Sauerstoff produziert. Damit wird im Wasserstoff eine Energie von 205,4 MW (34,8 %) gespeichert.

## 4 Kostenabschätzung

Die Vorauslegung einer Anlage wird gewöhnlich mit in Zukunft vielversprechenden Produkten geplant, die Kosten jedoch müssen mit Preisen aus der Vergangenheit veranschlagt werden. Dazu werden dokumentierte Preise mit der Hilfe von einem Inflationsindex auf das Auslegungsjahr hochgerechnet. Für die Auslegung einer Schwefelsäureanlage ist insbesondere der „Chemical engineering plant cost index“ geeignet. Damit lässt sich ein Preis ( $C_{P,s}$ ) für das Jahr „s“ vorhersagen, indem man einen dokumentierten Preis ( $C_{P,r}$ ) durch den historischen Kosten-Index-Wert ( $I_r$ ) im Jahr „r“ dividiert und mit dem Kosten-Index-Wert ( $I_s$ ) des Auslegungsjahres „s“ multipliziert [Ulir]:

$$C_{P,s} = C_{P,r} \left( \frac{I_s}{I_r} \right) \quad (\text{Gl. 4.1})$$

Für sämtliche Standardanlagenbauteile dienten in dieser Arbeit zur Bestimmung der Investitionskosten doppelt logarithmische Diagramme, die eine allgemeine Abhängigkeit der Einkaufskosten von Anlagenbauteilen zu ihren spezifischen Auslegungsgrößen darstellen.

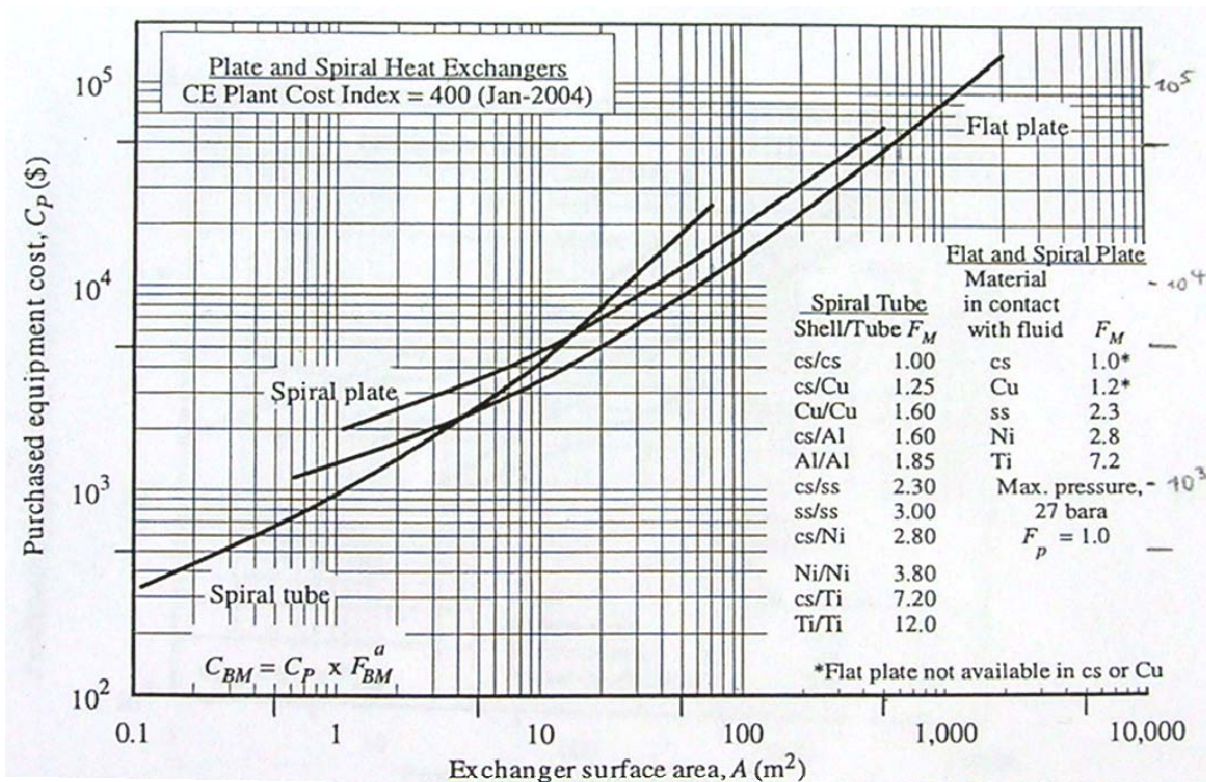


Abb. 4.1: Kostendiagramm von Plattenwärmeübertragern [Ulir]

In Abb. 4.1 sind die Einkaufspreise für Plattenwärmeübertrager im Jahr 2004 in Abhängigkeit von der Wärmeübertragungsfläche aufgetragen. Die benötigte Wärmeübertragungsfläche ( $A$ ) lässt sich mit der Grundgleichung für Wärmeübertragung berechnen:

$$A = \frac{\dot{Q}}{U \Delta T_m} \quad (\text{Gl. 4.2})$$

Dabei ist  $\dot{Q}$  die zu übertragende Wärmemenge,  $U$  der Wärmedurchgangskoeffizient und  $\Delta T_m$  die logarithmische, mittlere Temperaturdifferenz (engl.: logarithmic mean temperature difference (LMTD)) zwischen dem kalten und warmen Stoffstrom im Wärmeübertrager. Diese Temperaturdifferenz wird mit den Temperaturunterschieden der warmen ( $\Delta T_w$ ) und kalten ( $\Delta T_k$ ) Seite eines Wärmeübertragers berechnet. Überhitzung bzw. Unterkühlung eines Stoffes müssen gesondert oder bei vorangegangenem Phasenübergang mit dessen Pseudotemperaturdifferenz berechnet werden.

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_w - \Delta T_k}{\ln\left(\frac{\Delta T_w}{\Delta T_k}\right)} \quad (\text{Gl. 4.3})$$

In vielen Industrieanlagen werden Rohrwärmeübertrager zur Übertragung von Wärme zwischen zwei Stoffströmen verwendet. Sie sind einfach in ihrer Bauart und können bei hohen Drücken betrieben werden. Außerdem kann das Material der Rohre und der Schale gezielt dem benutzten Medium angepasst werden [Ulr]. Bei Drücken bis zu 15 bar stellen jedoch die in den letzten Jahrzehnten weiterentwickelten Plattenwärmeübertrager eine günstige Alternative dar. Plattenwärmeübertrager bestehen aus einem Satz paralleler, profilierter Platten, die auf beiden Seiten mit Zu- und Abflusskanälen versehen sind und durch Spannbolzen gegeneinander gepresst werden. Die Platten haben elastische Dichtungen, können für Anwendungen mit extremen Temperaturen und aggressiven Medien aber auch verschweißt und aus speziellen Materialien gefertigt werden. Die wärmeübertragenden Fluide fließen auf den Plattenseiten im Gegenstrom zueinander. Die Vorteile der Plattenwärmeübertrager gegenüber den Rohrwärmeübertragern liegen in ihrer kompakten Bauart. Sie benötigen nur ein Drittel der Bodenfläche von Rohrwärmeübertragern. Außerdem ist ihr Wärmedurchgangskoeffizient bis zu drei- bis fünfmal höher. Höhere Druckverluste gegenüber Rohrwärmeübertragern werden durch die kürzeren erforderlichen Strömungswegen kompensiert. Aus dem geringen Volumen und der geringeren Masse resultiert eine geringere thermische Trägheit, was sie besonders für instationäre Betriebsverhältnisse, wie sie im Solarbereich vorkommen, qualifiziert. [Hir]

Alle Anlagen in dieser Arbeit wurden mit Plattenwärmeübertragern ausgelegt, deren Preise mithilfe von Abb. 4.1 bestimmt und auf das Jahr 2006 hochgerechnet wurden. Bei der Berechnung der Wärmeübertragungsflächen wurde einheitlich ein Wärmedurchgangskoeffizient von  $850 \text{ W/m}^2\text{K}$  angenommen. Die Ergebnisse der Berechnungen befinden sich im Anhang, Kapitel 7.5.

Die Kosten für Abscheider sind in Abhängigkeit von deren Durchmesser und Höhe angegeben. Ihr Durchmesser ( $D_{\text{vertical drum}}$ ) lässt sich mit dem Stoffstrom des Gasanteils ( $V_g$ ), der Molmasse des Gases ( $M_g$ ), der Gasdichte ( $\rho_g$ ) und der Auslegungsgeschwindigkeit des Gasstromes ( $u_{t'}$ ) abschätzen:

$$D_{\text{vertical drum}} = \left( \frac{4V_g M_g}{\pi \rho_g u_{t'}} \right)^{1/2} \quad (\text{Gl. 4.4})$$

Bei Überschreitung der Auslegungsgeschwindigkeit des Gasstroms würden Flüssigkeitstropfen in den Gasstrom gezogen werden. Sie wird mit der Dichte des Gas- und Flüssigkeitsanteils ( $\rho_l$ ) berechnet:

$$u_{t'} = 0,1 \text{ m/s} \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (\text{Gl. 4.5})$$

Die Höhe eines Abscheiders sollte bis zu Drücken von 20 bar dem dreifachen Durchmesser entsprechen. [Ulr]

Die Kosten der Kolonnen zur Sauerstoffseparation wurden über die Anzahl der Böden ermittelt. Für die Kosten von Pumpen, Verdichtern und Turbinen waren Werte in Abhängigkeit von deren Leistung gegeben. Die Investitionskosten und Anzahl der Tanks wurden aus den maximal erforderlichen Volumina bestimmt. Alle über die logarithmischen Diagramme ermittelten Kosten mussten mit einem Materialfaktor multipliziert werden. So wurde für alle Anlagenbauteile, die in Kontakt mit schwefliger Säure bzw. Schwefelsäure stehen, Materialfaktoren für Nickellegierungen angewandt. Neben den austenitischen Stählen und den Kupfer-Nickel-Legierungen sind es vor allem hoch nickelhaltige Legierungen mit Chrom, Kupfer, Molybdän usw., die sich unter gegenüber korrosiven Medien und unter extremen Temperaturbedingungen bewähren (z.B. Incoloy 800: Ni:32,5; Cr:21; Fe:46) [Hir].

Alle bisher beschriebenen Kosten stellen lediglich die Einkaufskosten dar. Diese wurden über weitere geeignete Faktoren in „installierte Kosten“ umgerechnet, die den Einbau inklusive aller erforderlichen Anschlüsse, Leitungen und Rahmen bzw. Fundamente, sowie den benötigten Platz berücksichtigen.

Die Investitionskosten für die verwendeten Kernreaktoren wurden aus Daten von einer Anlage mit einer thermischen Leistung von 3000 MW aus dem Jahr 1979 [Far] auf die geforderte Leistungsgröße skaliert (siehe Anhang, Kap. 7.5). Dabei wurde folgender Zusammenhang zwischen dem gesuchten Preis ( $P_s$ ) eines Kernreaktors mit einer gewünschten Leistung bzw. Kapazität ( $C_s$ ) und dem bekannten Preis ( $P_r$ ) des Kernreaktors mit der Leistung ( $C_r$ ) von 3000 MW verwendet:

$$P_s = P_r \left( \frac{C_s}{C_r} \right)^{0,6} \quad (\text{Gl. 4.6})$$

Zur Validierung dieser Rechnung und als Quelle für Investitionskosten von Spiegelfeldern, Solartürmen, Receivern und Elektrolyse-Anlagen dienten Daten von HYTHEC-Projektpartnern [Gra].

Die Summe all dieser „installierten Kosten“ bildet zuzüglich 23 % für Gebäude die direkten Investitionskosten. Zu diesen direkten Investitionskosten wurden ein Unsicherheitszuschlag von 10 % und die Kosten für die einmalig benötigte Schwefelsäure addiert. Das Ergebnis ist das erforderliche Investitionskapital zum Bau der gewünschten Anlage. Dazu fallen jedes Jahr Betriebs- und Instandhaltungskosten (engl.: operation and maintenance (O&M)) an, die sich aus den Personal- und Wasserkosten und 2 % des Investitionskapitals für Versicherungen, sowie 4 % des Investitionskapitals für Reparaturen zusammensetzen. Von diesen Betriebskosten können die Einnahmen durch das Nebenprodukt Sauerstoff abgezogen werden. Die Ergebnisse der Investitionskosten für jeweils zwei rein nukleare, rein solare und hybrid betriebene Anlagen zur Wasserstoffproduktion sind in Tab. 4.1 zusammengefasst. Die Herleitung der Daten und Nebenrechnungen befinden sich im Anhang, Kapitel 7.5. Um auf spezifische Kosten pro kg produzierten Wasserstoff zu kommen, wurde die Investitionskostenrechnung nach der Kapitalwertmethode durchgeführt. Es wurde eine Laufzeit von 20 Jahren angenommen und die ermittelten Betriebskosten über eine Diskontierung mit einem Abzinsfaktor von 6 % reduziert, da zum Investitionszeitpunkt verfügbares Geld in der Regel mehr wert ist, als künftiges. Gleichzeitig wurden zum Investitionskapital über die Laufzeit kumulierte Zinsen von 6 % hinzuaddiert.

Tab. 4.1: Investitions- und Produktionskosten von verschiedenen Anlagenmodellen (2006)

	50 MW nuklear €/a	300 MW nuklear €/a	50 MW solar €/a	290 MW solar €/a	50+50MW hybrid €/a	300+290MW hybrid €/a
<i>Solar Equipment</i>						
Heliostats	0	0	38.251.000	229.478.000	38.251.000	229.478.000
Tower	0	0	3.700.000	57.882.000	3.700.000	57.882.000
Receiver	0	0	7.420.000	44.520.000	7.420.000	44.520.000
Land	0	0	1.100.000	5.000.000	1.100.000	5.000.000
<b>TOTAL</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>50.471.000</b>	<b>336.880.000</b>	<b>50.471.000</b>	<b>336.880.000</b>
<i>Nuclearplant</i>						
Nuclear reactor	147.283.874	539.455.920	0	0	147.283.874	539.455.920
Sulfur reactor	32.745.271	96.111.073	0	0	7.399.559	26.580.278
<b>TOTAL</b>	<b>180.029.145</b>	<b>635.566.993</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>154.683.434</b>	<b>566.036.197</b>
<i>Chemical Application</i>						
Heat Exchanger	1.541.202	8.430.441	5.385.282	17.852.798	4.646.462	25.482.088
Cooling	6.304.000	18.471.704	6.304.000	18.134.724	9.555.077	27.997.867
Separation	2.527.645	7.207.071	4.196.310	15.994.071	5.460.252	31.760.893
Pumps	41.683	218.032	348.690	803.190	220.116	679.586
Compressor	5.716.119	31.606.587	14.642.756	110.242.302	23.390.959	138.211.286
<b>TOTAL</b>	<b>16.130.649</b>	<b>65.933.835</b>	<b>30.877.037</b>	<b>163.027.086</b>	<b>43.272.866</b>	<b>224.131.720</b>
<i>Tanks</i>						
Sulfuric-acid	0	0	9.619.048	53.866.667	4.040.000	13.466.667
Sulfur dioxide	0	0	19.238.095	106.194.286	3.847.619	23.085.714
<b>TOTAL</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>28.857.143</b>	<b>160.060.952</b>	<b>7.887.619</b>	<b>36.552.381</b>
<i>Electrolyzer plant</i>						
Brayton	15.550.794	85.609.524	34.307.937	282.383.175	29.415.728	234.833.016
Electrolyzer	12.745.803	59.000.782	13.315.161	60.628.395	31.182.305	107.197.000
<b>TOTAL</b>	<b>28.296.596</b>	<b>144.610.306</b>	<b>47.623.097</b>	<b>343.011.569</b>	<b>60.598.033</b>	<b>342.030.016</b>
<i>Others</i>						
Piping	included	included	included	included	included	included
Buildings	15.539.289	58.576.925	10.926.573	92.759.511	21.940.127	104.235.945
<b>Total Direct Investment</b>	<b>239.995.679</b>	<b>904.688.058</b>	<b>168.754.850</b>	<b>1.095.739.119</b>	<b>338.853.079</b>	<b>1.609.866.259</b>
Safety surcharge	23.999.568	90.468.806	16.875.485	109.573.912	33.885.308	160.986.626
Sulfuric-acid	6000	36.000	9.561.390	53.853.586	2.142.000	12.282.770
Land	included	included	included	included	included	included
<b>Total Indirect Investment</b>	<b>24.005.568</b>	<b>90.504.806</b>	<b>26.436.875</b>	<b>163.427.498</b>	<b>36.027.308</b>	<b>173.269.396</b>
<b>Total Capital Investment</b>	<b>264.001.247</b>	<b>995.192.864</b>	<b>195.191.725</b>	<b>1.259.166.617</b>	<b>374.880.387</b>	<b>1.783.135.655</b>
	€/kgH2	€/kgH2	€/kgH2	€/kgH2	€/kgH2	€/kgH2
<b>Specific Investment Costs</b>	<b>6,54</b>	<b>4,09</b>	<b>4,50</b>	<b>4,94</b>	<b>4,40</b>	<b>3,43</b>
<b>Specific O&amp;M Costs</b>	<b>2,02</b>	<b>1,00</b>	<b>1,24</b>	<b>1,33</b>	<b>1,15</b>	<b>0,72</b>
<b>Hydrogen Production Cost</b>	<b>8,56</b>	<b>5,08</b>	<b>5,73</b>	<b>6,27</b>	<b>5,55</b>	<b>4,15</b>

## 5 Bewertung der verschiedenen Konzepte

### 5.1 Wirkungsgrad

Das Verhältnis von in Wasserstoff gebundener Energie zur in die Schwefelsäurespaltungsreaktoren und in den Gasturbinenkreislauf eingekoppelten, thermischen Energie kann als Wirkungsgrad verwendet werden. In Abb. 5.1 sind die so definierten Wirkungsgrade für jeweils zwei rein nuklear, rein solar (Kap. 3.4) und hybrid (Kap. 3.5) betriebene Anlagen, sowie einer rein solar betriebenen Anlage mit integrierter Stromproduktion (Kap. 3.3) dargestellt.

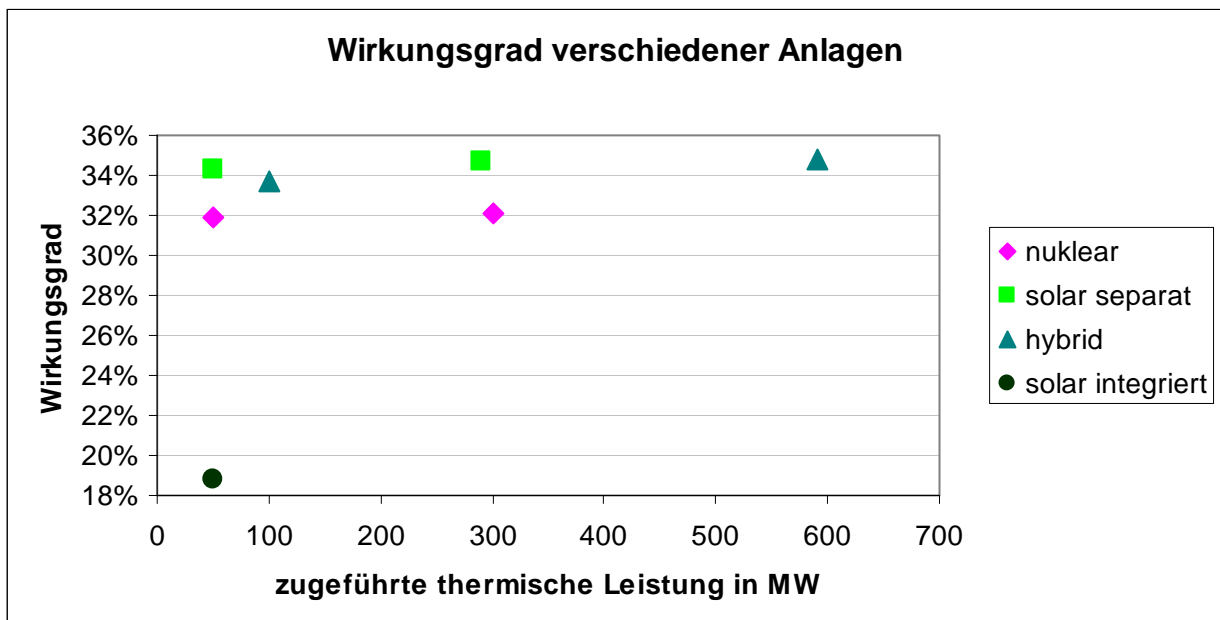


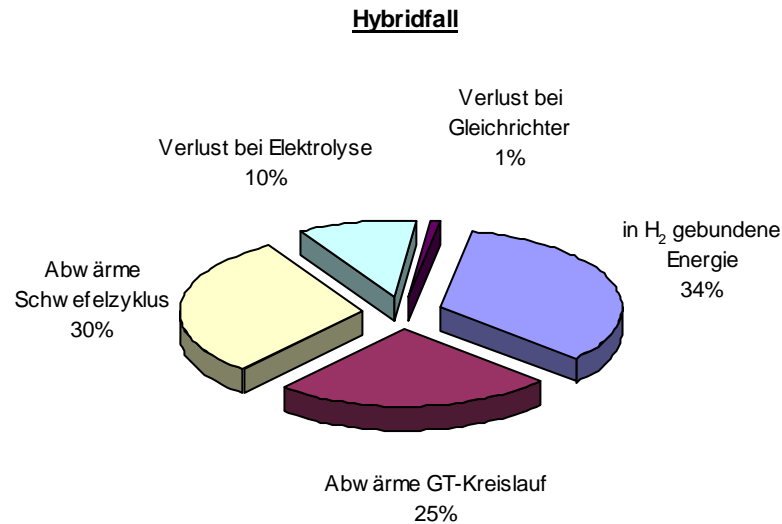
Abb. 5.1: Gesamtwirkungsgrad verschiedener Anlagen

In der solar betriebenen Anlage zur Wasserstofferzeugung mit integrierter Stromproduktion, sollte die Abwärme aus dem chemischen Teil der Anlage zur Erzeugung elektrischer Energie in einem Gasturbinenkreislauf genutzt werden. Da auf dem gewünschten Temperaturniveau allerdings nicht genügend Abwärme anfiel, musste im heißen Massenstrom der Wasseranteil als Wärmeträger erhöht werden. Der Prozess verlangt jedoch das Auskondensieren und später wieder Verdampfen dieses zusätzlichen Wassers, was zu nicht nutzbarer Abwärme und daher zu einem geringen Gesamtwirkungsgrad von 18,8 % führte. In allen weiteren Anlagenmodellen wurden diese Verluste dadurch vermieden, dass die zur Verfügung stehende, thermische Energie direkt in den Gasturbinenkreislauf zur Stromproduktion eingekoppelt wurde. So konnten Wirkungsgrade im Bereich von 31,9 bis 34,8 % erreicht werden. Dabei waren die Wirkungsgrade der rein solar betriebenen Anlagen aufgrund der

höheren Maximaltemperatur von 1200 °C und der nicht erforderlichen Konzentrierung der Schwefelsäure am höchsten. Die hybrid betriebenen Anlagen erreichten erwartungsgemäß Wirkungsgrade, die zwischen denen von rein solar und rein nuklear betriebenen Prozessen lagen. Allgemein war ein leichter Anstieg der Wirkungsgrade mit steigender, zugeführter Leistung, also wachsender Anlagengröße zu beobachten.

## 5.2 Energiebilanz

Mehr als die Hälfte der thermischen Energie, die für den entwickelten, hybrid betriebenen Schwefel-Hybrid-Zyklus aufgewendet wird, geht in Form von Abwärme bei einem Temperaturniveau von 26 bis 138 °C verloren. Die Energie bei weitaus höheren Temperaturen von 850 bis 1200 °C (hoher Exergiegehalt) wird effektiv in Schwefeldioxid und elektrische Energie umgesetzt. So werden ausgegangen vom Heizwert (285,83 kJ/mol) ca. 34 % der thermischen Energie im Wasserstoff gebunden (siehe Abb. 5.2). Die Abwärme des chemischen Anlagenteils ist bei der Prozessentwicklung durch die Bemühung, so viel wie möglich Prozesswärme zurückzuführen, bereits minimiert worden. Die Abwärme des Gasturbinenkreislaufs ließe sich durch Einsparen elektrischer Energie verringern. Dazu könnten zum einen die Anzahl der verwendeten Verdichter verringert werden, was allerdings zu größerer Abwärme im chemischen Teil führen würde. Zum anderen liegt der in dieser Arbeit für die Elektrolyse verwendete Wirkungsgrad von elektrischer Energie zu produziertem Wasserstoff bei 27 % (alkalische Elektrolyse erreicht Wirkungsgrade von 85 %). Dadurch trägt die Elektrolyse mit 10 % zu den Gesamtanlagenverlusten bei. Eine Verbesserung der Elektrolyse würde sich also direkt und durch die daraus resultierende Verringerung der Stromentstehungsverluste positiv auf die im Wasserstoff genutzte Energie auswirken.

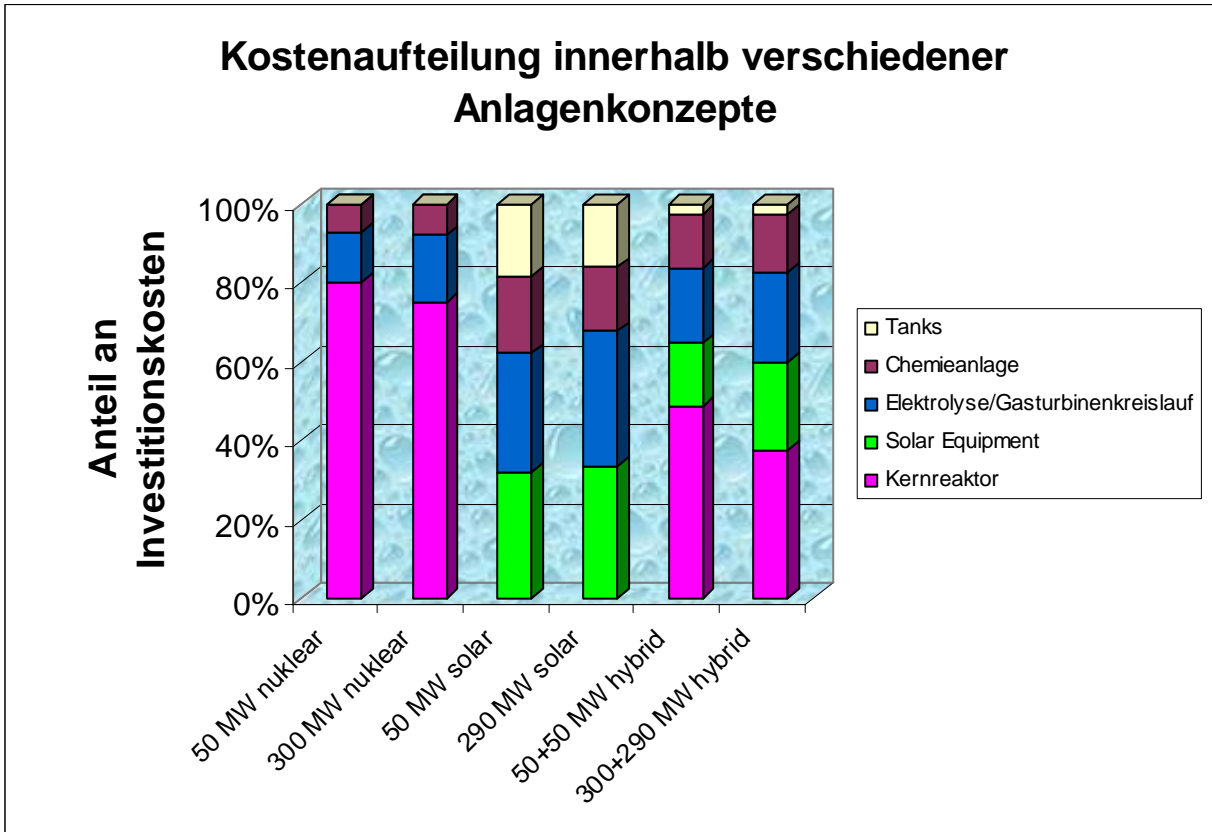


**Abb. 5.2:** Energiebilanz der gesamten Hybridanlage 50+50 MW

### 5.3 Kosten

In Abb. 5.3 wurden die Kosten der einzelnen Anlagenelemente aus Tab. 4.1, darunter die Wärmequellen, der elektrische und der chemische Anlagenteil, sowie die Speicher für die verschiedenen Anlagenmodelle in Relation zueinander gesetzt. Bei rein nuklear betriebenen Anlagen machen die Kosten für die Wärmequelle, den Kernreaktor über 70 % der Investitionskosten aus. Die absoluten Investitions- und Produktionskosten dieser Anlagen sind also nicht überzubewerten, da sie im Wesentlichen auf der Abschätzung der Kosten für einen Höchsttemperaturkernreaktor beruhen, welche aufgrund des Technologiestandes noch mit Unsicherheiten verknüpft ist. Bei rein solar betriebenen Anlagen machen die Kosten für die Bereitstellung der Prozesswärme nur ca. 30 % aus, während der elektrische Teil der Anlagen den größten Kostenfaktor darstellt. Außerdem entstehen ca. 20 % der Kosten durch die benötigten Speicher für Schwefelsäure und schweflige Säure. Diese letzten beiden Posten werden durch die Betriebsstrategie der solaren Anlagen bestimmt, die in dieser Arbeit für den besten Wirkungsgrad ausgelegt sind. So wird erst bei hoher Sonneneinstrahlung der elektrische Teil der Anlage betrieben, wodurch die Speicher und die Anlagen für den Gasturbinenkreislauf sowie die Elektrolyse für große Massen- und Wärmeströme ausgelegt sein müssen. Würde der elektrische Anlagenteil bereits bei geringerem Leistungsniveau hinzugeschaltet, ist zu erwarten, dass bei mäßigen Wirkungsgradverlusten deutlich Kosten gespart werden könnten. Im Hybridfall sind diese Kosten durch den konstanten Betrieb des elektrischen Anlagenteils auf das Minimum reduziert. Ca. 60 % der Investitionskosten für die hybrid betriebenen Anlagen macht die Bereitstellung der thermischen Energie aus. Dabei nimmt bei wachsender Anlagengröße der Kostenanteil des Solarfeldes im Vergleich zu dem

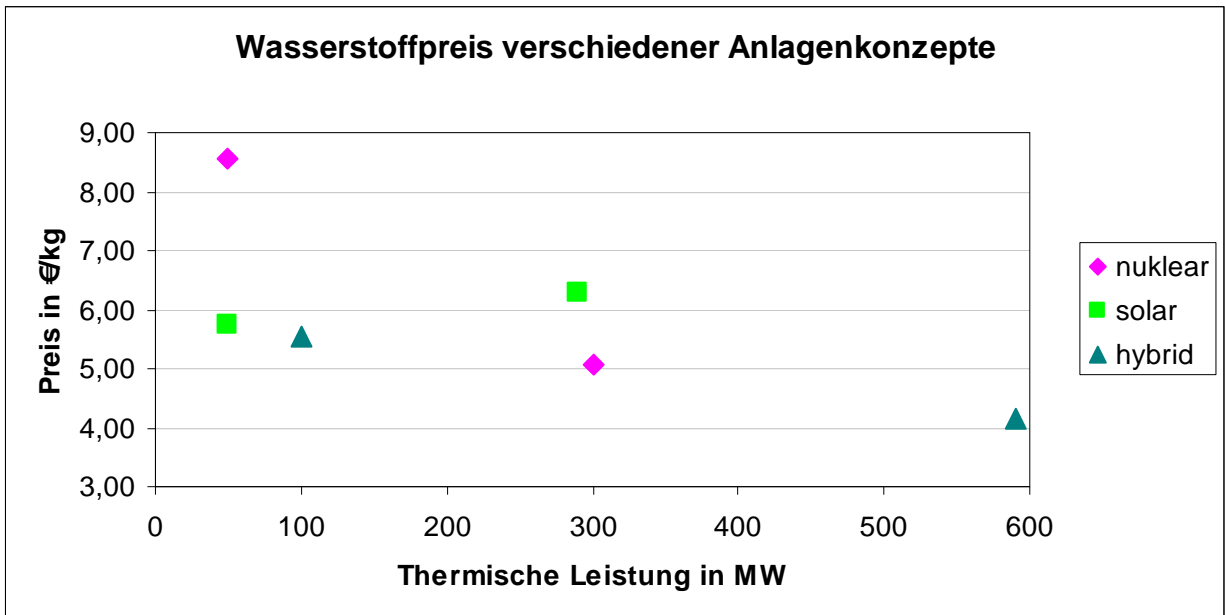
des Kernreaktors zu. Dieses Verhalten legt es nahe, den Anteil der nuklearen Energie in den hybrid betriebenen Anlagen zu erhöhen.



**Abb. 5.3:** Kostenanteile an Investitionskosten verschiedener Anlagenmodelle

Die aus den Investitions- und Betriebskosten ermittelten Wasserstoffproduktionskosten sind in Abb. 5.4 zusammengestellt. Dabei ist bei geringen Leistungsklassen von 50 MW thermischer Energie eine rein nuklear betriebene Anlage mit über 8 €/kg Wasserstoff deutlich teurer als eine solar betriebene Anlage. Bei einer Leistungssteigerung auf 300 MW hingegen fallen die Produktionskosten einer nuklear betriebenen Anlage auf ca. 5 €/kg Wasserstoff aufgrund des Kostenverhaltens für den Kernreaktor nach Gl. 4.6, während die Kosten einer solar betriebenen Anlage auf über 6 €/kg Wasserstoff steigen, da sich vor allem der Solarturm und der Gasturbinenkreislauf überproportional verteuern. Die Produktionskosten für Wasserstoff aus einer hybrid betriebenen Anlage liegen in einem Leistungsbereich von 100 bis vermutlich um die 400 MW unter denen der rein mit einer Wärmequelle betriebenen Anlagen. Wahrscheinlich lässt sich dieser Bereich bei stärkerer Gewichtung der nuklearen Energiequelle noch erweitern. Eine rein nukleare Anlage ab Leistungsklassen von über 500 MW scheint die kostengünstigste Variante zur Wasserstoffproduktion zu sein.

Im Vergleich mit einer Anlage, die mit einer elektrischen Leistung von 10 MW aus Photovoltaik und alkalischer Elektrolyse im Jahr 2002 Wasserstoff mit Produktionskosten von 0,28  $\$/kW_{th}$  produziert (das sind umgerechnet auf das Jahr 2006 7,58 €/kg Wasserstoff), sind bereits die rein solar und hybrid ausgelegten Anlagen günstiger [Fah].



**Abb. 5.4:** Wasserstoffproduktionskosten verschiedener Anlagenmodelle (2006)

## 6 Zusammenfassung und Ausblick

Inhalt dieser Diplomarbeit war die Prozessentwicklung für einen gemischt nuklear-solar betriebenen Schwefel-Hybrid-Zyklus. Ausgangsbasis dafür stellten vorhandene Modelle dieses Prozesses, die nur eine Wärmequelle verwendeten, dar. Diese wurden mit Hilfe der Simulationssoftware Aspen Plus weiterentwickelt. Dabei wurden vor allem hinsichtlich der rein solar betriebenen Anlagen Fortschritte bei der Prozesswärmerückgewinnung und der Sauerstoffseparation erreicht. Aus verschiedenen Möglichkeiten, solare Wärmezufuhr mit nuklearer in einem Prozess zu koppeln, wurde eine Strategie ausgewählt, nach der mit Hilfe von einem nuklearen Höchsttemperaturreaktor elektrische Energie für die Elektrolyse und den Betrieb der chemischen Anlagenbauteile produziert und ein kleinerer Teil der Energie für die Schwefelsäurespaltung verwendet wird. Der größte Anteil der Gesamtanlage an Schwefelsäurespaltung wird mit solarer Wärme aus einem Turm in einem Heliostatfeld gespeist. Dieses Modell wurde ebenfalls mit Aspen Plus umgesetzt und eine Beispielanlage mit einer gesamten Jahresdurchschnittsleistung von 100 MW sowie 590 MW zugeführter, thermischer Energie ausgelegt. Aus diesen Daten konnten Investitionskosten für jeweils zwei rein nuklear, rein solar und hybrid betriebene Anlagen und daraus folgernde Produktionskosten für Wasserstoff ermittelt werden.

Die Ergebnisse dieser Arbeit zeigen, dass eine großtechnische Produktion von Wasserstoff mit dem Schwefel-Hybrid-Zyklus zu konkurrenzfähigen Kosten und Wirkungsgraden möglich sein kann. Dabei ist die Kopplung von solaren mit nuklearen Wärmequellen in einem thermischen Leistungsbereich von ca. 100 bis 400 MW aus prozesstechnischer und ökonomischer Sicht sinnvoll. Für erste Demonstrationsanlagen ist reine Solarthermie aufgrund geringerer Investitionskosten bei niedrigen Leistungsklassen vorzuziehen. Ab Leistungsklassen um 500 MW scheinen rein nuklear betriebene Anlagen am kostengünstigsten Wasserstoff produzieren zu können, was womöglich durch die technische Realisierbarkeit des Höchsttemperaturreaktors eingeschränkt wird.

Ein wichtiger Fortschritt für den Gesamtprozess wäre die Verbesserung der Elektrolyse von schwefliger Säure. Außerdem müssen sich die Beständigkeit sämtlicher Anlagenbauteile und die Wahl der verwendeten Materialien besonders bei den hohen Temperaturen bis 1200 °C noch bewähren. Ebenso muss die großtechnische Auslegung der Schwefelsäure-Spaltungsreaktoren noch weiter vorangetrieben werden. Viel Entwicklungsspielraum bietet bei rein solar betriebenen Anlagen die Handhabung der starken Massen- und Wärmestromschwankungen.

## 7 Anhang

### 7.1 Formelzeichen und Abkürzungen

$A$	Wärmeübertragungsfläche
$C_p$	Preis in einem bestimmten Jahr
$C$	Kapazität eines bestimmten Objekts
$D_{\text{vertical drum}}$	Durchmesser eines Abscheiders
$I$	Kosten-Index-Wert in einem bestimmten Jahr
$M_g$	Molmasse eines Gases
$P$	Preis eines bestimmten Objekts
$\dot{Q}$	Wärmemenge
$U$	Wärmedurchgangskoeffizient
$u_t$	Ausslegungsgeschwindigkeit des Gasstromes in einem Abscheider
$V_g$	Stoffmenge des Gasstromes in einem Abscheider
$\Delta T_k$	Temperaturunterschieden der kalten Seite eines Wärmeübertragers
$\Delta T_m$	logarithmische, mittlere Temperaturdifferenz
$\Delta T_w$	Temperaturunterschieden der warmen Seite eines Wärmeübertragers
$\rho_g$	Dichte eines Gases
$\rho_l$	Dichte einer Flüssigkeit

## 7.2 Abbildungsverzeichnis

Abb. 1.2: Arbeitspakete des HYTHEC-Projekts [Nat].....	5
Abb. 2.1: Schema des Schwefel-Hybrid-Zyklus .....	7
Abb. 2.2: Solarturmanlage in Barstow, Kalifornien, USA.....	10
Abb. 2.3: Schema eines VHTR zur Produktion von Elektrizität und Prozesswärme [Doe].....	12
Abb. 3.1: Solarer Receiver-Reaktor für die SO <sub>3</sub> -Spaltung.....	14
Abb. 3.2: Nuklearer Wärmeübertrager-Reaktor für die SO <sub>3</sub> -Spaltung.....	15
Abb. 3.3: Reaktor für die SO <sub>3</sub> -Rekombination.....	15
Abb. 3.4: O <sub>2</sub> -Separationskolonne .....	16
Abb. 3.5: Löslichkeitsverhalten von Schwefeldioxid in Wasser [Erm] .....	17
Abb. 3.6: Elektrolyseeinheit.....	18
Abb. 3.7: Wärmeübertrager „Heater“.....	18
Abb. 3.8: Wärmeübertrager „HeatX“ .....	19
Abb. 3.9: Wärmeübertrager „MHeatX“ .....	19
Abb. 3.10: Abscheider .....	19
Abb. 3.11: Pumpe.....	20
Abb. 3.12: Kompressor.....	20
Abb. 3.13: Turbine.....	20
Abb. 3.14: Splitter.....	21
Abb. 3.15: Mixer .....	21
Abb. 3.16: Drosselventil .....	21
Abb. 3.17: Tank .....	22
Abb. 3.18: Switch .....	22
Abb. 3.19: Grundfließbild der rein solaren Anlage mit integrierter Stromproduktion .....	24
Abb. 3.20: Verfahrensfliessbild von Nils Gathmann .....	26
Abb. 3.21: Verfahrensfliessbild der rein solaren Anlage für integrierte Stromproduktion .....	29
Abb. 3.22: Berechnetes Heliostatfeld für eine Receiverleistung von 50 MW im Jahresmittel (Angaben in Metern), Turmposition im Koordinatenursprung [Gra].....	31
Abb. 3.23: Anlagenverhalten (solar, integriert) in Abhängigkeit von der eingestrahlten, thermischen Leistung .....	32
Abb. 3.24: Grundfließbild der rein solaren Anlage mit separater Stromproduktion .....	33
Abb. 3.25: Verfahrensfliessbild der rein solaren Anlage mit separater Stromproduktion.....	36
Abb. 3.26: Anlagenverhalten (solar, separat) in Abhängigkeit von der eingestrahlten, thermischen Leistung .....	38
Abb. 3.27: Grundfließbild des Referenzfalles für eine Hybridanlage.....	39

---

Abb. 3.28: Grundfließbild der Hybridanlage Fall 2a.....	40
Abb. 3.29: Grundfließbild der Hybridanlage Fall 2b.....	41
Abb. 3.30: Grundfließbild der Hybridanlage Fall 3a.....	42
Abb. 3.31: Grundfließbild der Hybridanlage Fall 4.....	43
Abb. 3.32: Verfahrenfließbild der Konzentrierungseinheit im Nuklearteil.....	44
Abb. 3.33: Verfahrenfließbild der Konzentrierungseinheit im Nuklearteil.....	45
Abb. 3.34: Verfahrenfließbild der Hybridanlage .....	47
Abb. 3.35: Anlagenverhalten (nuklear und solar) in Abhängigkeit von der thermischen Leistung im jeweiligen Spaltungsreaktor.....	49
Abb. 3.36: Anlagenverhalten (hybrid) in Abhängigkeit von der thermischen Leistung im solaren Receiverreaktor.....	50
Abb. 4.1: Kostendiagramm von Plattenwärmeübertragern [Ulr] .....	52
Abb. 5.1: Gesamtwirkungsgrad verschiedener Anlagen.....	57
Abb. 5.2: Energiebilanz der gesamten Hybridanlage 50+50 MW .....	59
Abb. 5.3: Kostenanteile an Investitionskosten verschiedener Anlagenmodelle.....	60
Abb. 5.4: Wasserstoffproduktionskosten verschiedener Anlagenmodelle (2006) .....	61

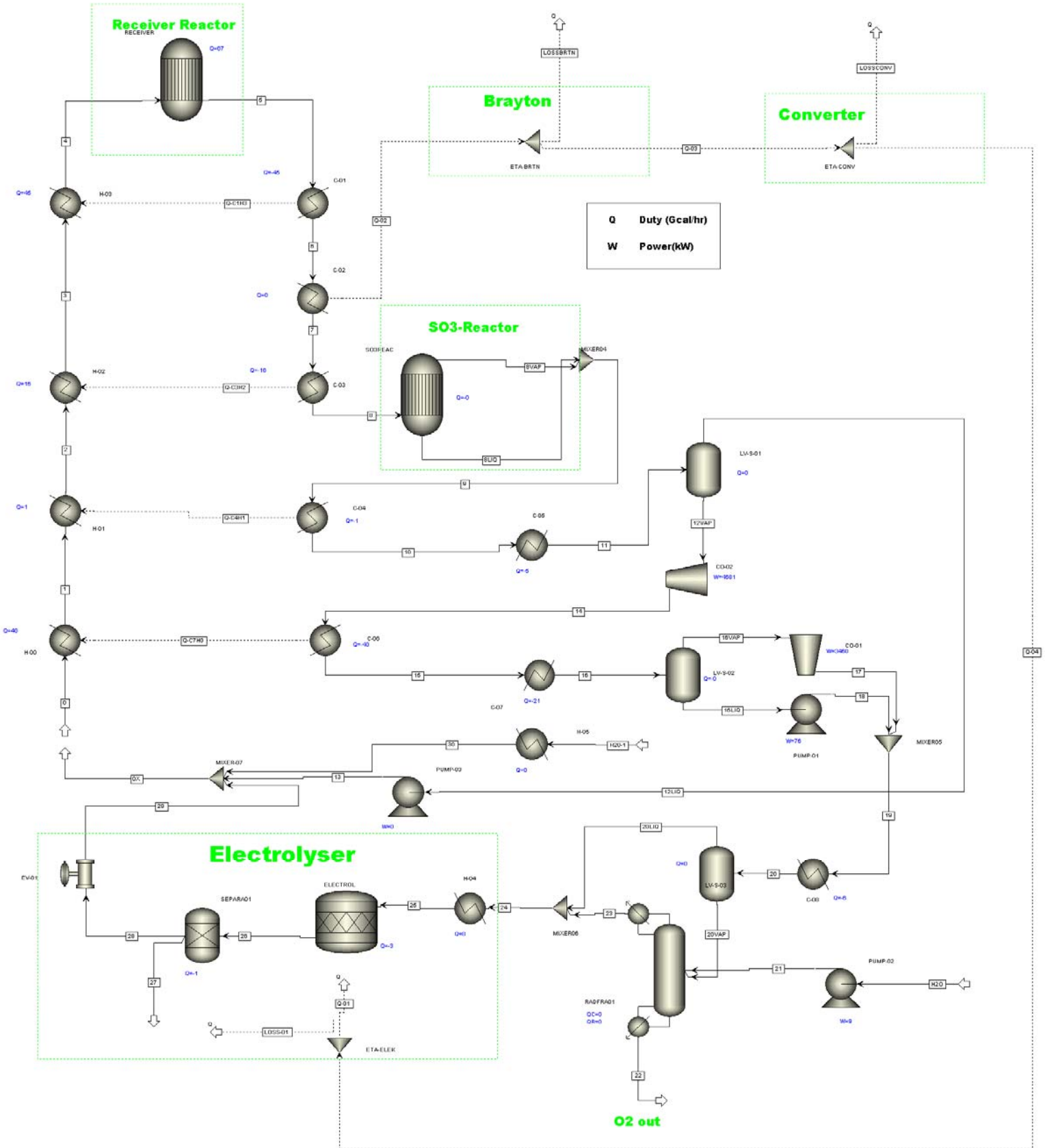
### 7.3 Literaturverzeichnis

- [Asp] Aspen Technology: Aspen Plus Help, Cambridge, 2004
- [Atk] Peter Atkins, Julio de Paula: Atkin's Physical Chemistry, Oxford, 2002
- [Bil] E. Bilgen: Solar hydrogen production by hybrid thermochemical processes, Solar Energy, 2: 199-206, Pergamon Press Ltd., USA, 1988
- [Bor] J.M. Borgard (CEA), N. Monnerie (DLR), M. Roeb (DLR), A. Noglik (DLR), O. Baudouin (PROSIM): HYTHEC, D20: comparison and synergies between S\_I and Westinghouse cycles, Contract No 502704, 2005
- [Bre] L. E. Brecher, S. Spewock, C. J. Warde: The Westinghouse sulfur cycle for the thermochemical decomposition of water, International Journal of Hydrogen Energy, 2: 7-15, Pergamon Press Ltd., Great Britain, 1977
- [Bun] Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF) Referat Öffentlichkeitsarbeit: Chance für Deutschland und Europa - Das 6. Forschungsrahmenprogramm, Bonn, 2002
- [Deu] Deutscher Wasserstoff- und Brennstoffzellen-Verband e.V.: Wasserstoff – der neue Energieträger, Berlin, 2004
- [Doe] U.S. DOE Nuclear Energy Research Advisory Committee and the Generation IV International Forum: A Technology Roadmap for Generation VI Nuclear Energy System, 2002
- [Erm] Viktor Ermatchkov: Phasengleichgewichte in komplexen, chemisch reagierenden Systemen:  $\text{NH}_3 + \text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{Salze}$  und  $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{MDEA/Piperazin}$ , Dissertation TU Kaiserslautern, 2006
- [Fah] Rolf Fahrni: Hydrogen production, an overview of production methods and costs today, ETH, Institut of technology, Zürich, 2002
- [Far] G. H. Farbman: The conceptual design of an integrated nuclear-hydrogen production plant using the sulfur cycle water decomposition system, Westing-house electric corporation, astronuclear laboratory Pittsburgh, Pennsylvania, USA, 1976
- [Gat] Nils Gathmann: Modellierung eines thermo-chemischen Kreisprozesses zur Wasserstofferzeugung, Studienarbeit im Institut für Technische Thermodynamik, DLR Köln, 2006
- [Gov] Government of the United Arab Republic: United Arab Republic and Sudan agreement (with annexes), for the full utilization of the Nile waters, league of nations, treaty series, Vol. XCIII, Cairo, 1959  
(<http://teaching.law.cornell.edu/faculty/drwcasebook/docs/1959%20nile%20treaty.pdf>)
- [Gra] D. Graf, N. Monnerie, M. Roeb, M. Schmitz (DLR), D. de Lorenzo (EA), C. Corgnale, C. Salvini (DIMI), C. Mansilla, A. le Duigou (CEA): Report on D21: Technical feasibility and potential of a solar and nuclear operation of the Westinghouse process, EU-FP6, Project HYTHEC, 2007

- [Hir] Hans Günther Hirschberg: Handbuch Verfahrenstechnik und Anlagenbau, Chemie, Technik, Wirtschaftlichkeit, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 1999
- [Jeo] Y.H. Jeong, M.S. Kazimi, K.J. Hohnholt, B. Yildiz: Optimization of the hybrid sulfur cycle for hydrogen generation, Nuclear energy and sustainability (NES) programm, MIT–NES–TR–004, 2005
- [Kal] Martin Kaltschmitt, Andreas Wiese, Wolfgang Streicher: Erneuerbare Energien, Systemtechnik, Wirtschaftlichkeit, Umweltaspekte, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2003
- [Nat] Nationale Koordinierungsstelle Jülich für Wasserstoff und Brennstoffzellen: Übersicht der seit 2004 aktuellen Wasserstoff- und Brennstoffzellenprojekte mit deutscher Beteiligung, Jülich, 2006
- [Qua] Volker Quaschnig: Regenerative Energiesysteme, Technologie – Berechnung - Simulation, Carl Hanser Verlag München Wien, 2006
- [Sch] Mark Schmitz, Peter Schwarzbözl, Reiner Buck, Robert Pitz-Paal: Assessment of the potential improvement due to multiple apertures in central receiver systems with secondary concentrators, Solar Energy, 80: 111-120, Pergamon Press Ltd., USA, 2006
- [Ulr] Gael D. Ulrich, Palligarnai T. Vasudevan: Chemical Engineering, Process design and economics, A practical guide, second edition, Process Publishing Durham, New Hampshire, USA, 2004

## **7.4 Verfahrensflißbilder mit Stoffstromtabellen**

### **7.4.1 Rein solare Anlage mit integrierter Gewinnung elektrischer Energie nach Nils Gathmann bei 57,6 MW thermischer Receiverleistung**



Stream	Temperature	Pressure	Vapor Frac	Mole Flow	Mass Flow	Volume Flow	Enthalpy
	°C	bar		kmol/h	kg/h	m³/h	Gcal/h
0	85,00	1,00	0,00	5040,00	148443,23	111,93	-441,10
0X	77,40	1,00	0,01	4907,18	146405,98	1013,06	-430,89
1	177,70	1,00	0,58	5040,00	148443,23	108722,45	-401,52
2	182,4	1	0,593	5040	148443,234	112759,035	-400,306
3	245,50	1,00	0,75	5040,00	148443,23	162770,69	-384,25
4	672,1	1	1	5040	148443,234	396112,434	-338,924
5	1200,00	1,00	1,00	6116,46	148443,23	749130,52	-272,29
6	490,00	1,00	1,00	6116,46	148443,23	387775,08	-317,62
7	490,00	1,00	1,00	6116,46	148443,23	388094,52	-317,59
8	200	0,8	1	6116,463	148443,234	299965,719	-333,646
8LIQ	200,00	0,80	1,00	6102,84	148093,03	299295,62	-333,11
8VAP	200,00	0,80	0,00	6,54	350,20	0,23	-0,81
9	200,00	0,80	1,00	6109,38	148443,23	299295,86	-333,92
10	180	0,8	0,997	6109,377	148443,234	286065,243	-335,132
11	100,00	0,80	0,99	6109,38	148443,23	233182,18	-339,84
12LIQ	100	0,8	0	65,748	1752,293	1,412	-5,422
12VAP	100,00	0,80	1,00	6043,63	146690,94	233180,77	-334,42
13	100,00	1,00	0,00	65,75	1752,29	1,41	-5,42
14	179,40	1,50	1,00	6043,63	146690,94	150737,03	-330,40
15	95,00	1,50	0,40	6043,63	146690,94	49488,06	-369,97
16	25,00	1,50	0,16	6043,63	146690,94	16132,37	-390,91
16LIQ	25	1,5	0	5063,426	96276,927	94,805	-346,909
16VAP	25,00	1,50	1,00	980,20	50414,01	16037,57	-44,00
17	350,9	25	1	980,202	50414,014	2004,12	-41,027
18	25,10	25,00	0,00	5063,43	96276,93	94,72	-346,85
19	69,60	25,00	0,12	6043,63	146690,94	871,39	-387,88
20	25,00	25,00	0,08	6043,63	146690,94	560,58	-394,12
20LIQ	25	25	0	5566,318	127507,232	117,824	-385,34
20VAP	25,00	25,00	1,00	477,31	19183,71	442,76	-8,78
21	25,20	25,00	0,00	555,08	10000,00	10,02	-37,91
22	25,00	24,00	1,00	331,53	10601,13	336,59	-0,04
23	72,7	25	0	700,863	18582,578	18,279	-46,644
24	30,60	25,00	0,01	6267,18	146089,81	166,12	-431,98
25	90	25	0,047	6267,181	146089,811	420,807	-423,615
26	90,00	25,00	0,14	5554,28	146089,81	1022,14	-423,97
27	77,50	25,00	1,00	712,90	1437,12	842,69	0,26
28	77,50	25,00	0,01	4841,38	144652,69	136,40	-425,46
29	77,1	1	0,006	4841,38	144652,688	1006,661	-425,462
30	85,00	1,00	0,00	0,06	1,00	0,00	0,00
H2O	25,00	1,00	0,00	555,08	10000,00	10,03	-37,92
H2O-1	25,00	1,00	0,00	0,06	1,00	0,00	0,00

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
0	77826,01	70617,23	0,00	0,00	0,00	0,00
0X	74974,98	70616,25	0,31	0,41	814,03	0,00
1	77826,01	70617,23	0,00	0,00	0,00	0,00
2	77826,01	70617,23	0,00	0,00	0,00	0,00
3	77826,01	70617,23	0,00	0,00	0,00	0,00
4	77826,01	70617,23	0,00	0,00	0,00	0,00
5	90796,47	0,32	45672,15	567,75	11406,49	0,05
6	90796,47	0,32	45672,15	567,75	11406,49	0,05
7	90796,47	0,32	45672,15	567,75	11406,49	0,05
8	90796,47	0,32	45672,15	567,75	11406,49	0,05
8LIQ	90603,27	410,66	45672,14	0,41	11406,49	0,05
8VAP	65,54	284,65	0,01	0,00	0,00	0,00
9	90668,81	695,31	45672,15	0,41	11406,49	0,05
10	90668,81	695,31	45672,15	0,41	11406,49	0,05
11	90668,81	695,31	45672,15	0,41	11406,49	0,05
12LIQ	1056,67	695,31	0,31	0,00	0,00	0,00
12VAP	89612,14	0,00	45671,84	0,41	11406,49	0,05
13	1056,67	695,31	0,31	0,00	0,00	0,00
14	89612,14	0,00	45671,84	0,41	11406,49	0,05
15	89612,14	0,00	45671,84	0,41	11406,49	0,05
16	89612,14	0,00	45671,84	0,41	11406,49	0,05
16LIQ	89239,60	0,00	7035,00	0,39	1,93	0,00
16VAP	372,55	0,00	38636,84	0,02	11404,56	0,05
17	372,55	0,00	38636,84	0,02	11404,56	0,05
18	89239,60	0,00	7035,00	0,39	1,93	0,00
19	89612,14	0,00	45671,84	0,41	11406,49	0,05
20	89612,14	0,00	45671,84	0,41	11406,49	0,05
20LIQ	89599,48	0,00	37838,10	0,41	69,24	0,00
20VAP	12,66	0,00	7833,74	0,00	11337,25	0,05
21	10000,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
22	8,62	0,00	0,00	0,00	10592,46	0,05
23	10004,04	0,00	7833,74	0,00	744,79	0,00
24	99603,52	0,00	45671,84	0,41	814,03	0,00
25	99603,52	0,00	45671,84	0,41	814,03	0,00
26	73917,31	69920,93	0,00	0,41	814,03	1437,12
27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1437,12
28	73917,31	69920,93	0,00	0,41	814,03	0,00
29	73917,31	69920,93	0,00	0,41	814,03	0,00
30	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	10000,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O-1	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
0	4320,00	720,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0X	4161,74	719,99	0,01	0,01	25,44	0,00
1	4320,00	720,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2	4320,00	720,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3	4320,00	720,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4	4320,00	720,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5	5039,97	0,00	712,91	7,09	356,47	0,03
6	5039,97	0,00	712,91	7,09	356,47	0,03
7	5039,97	0,00	712,91	7,09	356,47	0,03
8	5039,97	0,00	712,91	7,09	356,47	0,03
8LIQ	5029,25	4,19	712,91	0,01	356,47	0,03
8VAP	3,64	2,90	0,00	0,00	0,00	0,00
9	5032,88	7,09	712,91	0,01	356,47	0,03
10	5032,88	7,09	712,91	0,01	356,47	0,03
11	5032,88	7,09	712,91	0,01	356,47	0,03
12LIQ	58,65	7,09	0,01	0,00	0,00	0,00
12VAP	4974,23	0,00	712,90	0,01	356,47	0,03
13	58,65	7,09	0,01	0,00	0,00	0,00
14	4974,23	0,00	712,90	0,01	356,47	0,03
15	4974,23	0,00	712,90	0,01	356,47	0,03
16	4974,23	0,00	712,90	0,01	356,47	0,03
16LIQ	4953,55	0,00	109,81	0,01	0,06	0,00
16VAP	20,68	0,00	603,09	0,00	356,41	0,03
17	20,68	0,00	603,09	0,00	356,41	0,03
18	4953,55	0,00	109,81	0,01	0,06	0,00
19	4974,23	0,00	712,90	0,01	356,47	0,03
20	4974,23	0,00	712,90	0,01	356,47	0,03
20LIQ	4973,53	0,00	590,62	0,01	2,16	0,00
20VAP	0,70	0,00	122,28	0,00	354,30	0,03
21	555,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
22	0,48	0,00	0,00	0,00	331,03	0,03
23	555,31	0,00	122,28	0,00	23,28	0,00
24	5528,84	0,00	712,90	0,01	25,44	0,00
25	5528,84	0,00	712,90	0,01	25,44	0,00
26	4103,03	712,90	0,00	0,01	25,44	712,90
27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	712,90
28	4103,03	712,90	0,00	0,01	25,44	0,00
29	4103,03	712,90	0,00	0,01	25,44	0,00
30	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	555,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O-1	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

#### **7.4.2 Rein solare Anlage mit integrierter Gewinnung elektrischer Energie überarbeitet bei 64,9 MW thermischer Receiverleistung**



Stream	Temperature	Pressure	Vapor Frac	Mole Flow	Mass Flow	Volume Flow	Enthalpy
	°C	bar		kmol/h	kg/h	m³/h	Gcal/h
1	302,60	1,00	0,87	2780,90	84649,00	115820,46	-207,85
2	1200,00	1,00	1,00	3426,01	84649,00	419610,45	-152,02
3	200,00	0,80	1,00	3426,01	84649,00	168022,75	-186,45
4	200,00	0,80	1,00	3426,01	84649,00	168022,75	-186,45
4LIQ	200,00	0,80	0,00	4,50	241,37	0,24	-0,56
5	200,00	0,80	1,00	3426,01	84649,00	168022,75	-186,45
6	200,00	0,80	1,00	3417,12	84407,63	167585,91	-186,07
7	109,50	0,80	1,00	3417,12	84407,63	134628,48	-188,92
8	100,00	0,80	0,99	3417,12	84407,63	131003,95	-189,26
8LIQ	100,00	0,80	0,00	21,86	586,31	0,57	-1,81
8VAP	100,00	0,80	1,00	3395,26	83821,32	131003,46	-187,45
9	100,00	0,80	1,00	3395,26	83821,32	131003,46	-187,45
10	70,00	0,80	0,27	3395,26	83821,32	33051,66	-212,76
11LIQ	70,00	0,80	0,00	2465,43	47415,02	47,66	-166,95
11VAP	70,00	0,80	1,00	929,83	36406,30	33004,06	-45,81
12	373,30	7,70	1,00	929,83	36406,30	6446,59	-43,24
13	149,80	7,70	1,00	929,83	36406,30	4137,68	-45,21
14	30,00	7,70	0,32	929,83	36406,30	963,18	-51,36
14LIQ	30,00	7,70	0,00	635,84	24463,42	19,81	-45,67
14VAP	30,00	7,70	1,00	293,99	11942,87	943,38	-5,70
15	70,10	7,70	0,00	2465,43	47415,02	47,65	-166,94
16	30,00	7,70	0,00	2465,43	47415,02	46,57	-168,75
17X	30,00	6,70	1,00	232,52	7996,61	867,88	-1,35
18	38,90	6,70	0,00	445,22	8848,60	8,63	-30,45
19	38,30	5,70	0,00	445,22	8848,60	8,62	-30,45
20	35,40	7,70	0,00	3162,74	75824,70	69,62	-218,76
21	35,00	5,70	0,00	3162,74	75824,70	69,55	-218,76
22	35,40	5,70	0,00	3607,96	84673,31	78,18	-249,21
23	35,40	5,70	0,00	3607,96	84673,31	78,18	-249,21
24	90,00	5,70	0,14	3180,85	84673,31	2470,58	-244,84
25X	90,00	5,70	0,00	2753,74	83812,30	79,56	-245,28
26	90,00	1,00	0,00	2753,74	83812,30	99,08	-245,28
27	90,00	1,00	0,00	2753,74	83812,30	99,08	-245,28
28	89,40	0,33	0,00	2753,74	83812,30	372,40	-245,28
29	89,50	0,33	0,00	2775,60	84398,62	389,17	-247,09
30	96,50	0,33	0,08	2775,60	84398,62	21714,23	-244,24
31	96,70	0,33	0,09	2775,60	84398,62	23095,92	-244,06
31LIQ	96,70	0,33	0,00	2527,99	79930,17	75,96	-229,92
31VAP	96,70	0,33	1,00	247,61	4468,45	23019,64	-14,14
32	282,10	1,20	1,00	247,61	4468,45	9499,12	-13,76
33	96,80	1,20	0,00	2527,99	79930,17	75,97	-229,92
34	129,80	1,20	0,05	2775,60	84398,62	3988,07	-243,68
35	132,90	1,20	0,11	2775,60	84398,62	8794,85	-241,70
36	132,90	1,20	0,11	2775,60	84398,62	8794,85	-241,70
37	302,60	1,00	0,87	2775,60	84398,62	115679,97	-207,27
38	100,00	0,80	0,00	21,86	586,31	0,57	-1,81
39	82,90	0,33	0,03	21,86	586,31	56,53	-1,81
40	82,90	0,33	0,03	21,86	586,31	56,53	-1,81
H2	90,00	5,70	1,00	427,11	861,00	2269,26	0,19
H2OHP	25,20	6,70	0,00	427,11	7694,51	7,72	-29,17
H2OLP	25,00	1,00	0,00	427,11	7694,51	7,72	-29,18
O2	25,40	5,70	1,00	214,41	6842,52	929,61	-0,08

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
1	42324,50	42324,50	0,00	0,00	0,00	0,00
2	50098,39	0,20	27364,42	351,81	6834,16	0,03
3	50098,39	0,20	27364,42	351,81	6834,16	0,03
4	50098,39	0,20	27364,42	351,81	6834,16	0,03
4LIQ	44,88	196,31	0,19	0,00	0,00	0,00
5	50098,39	0,20	27364,42	351,81	6834,16	0,03
6	49974,40	234,57	27364,23	0,24	6834,16	0,03
7	49974,40	234,57	27364,23	0,24	6834,16	0,03
8	49974,40	234,57	27364,23	0,24	6834,16	0,03
8LIQ	350,36	234,57	1,38	0,00	0,00	0,00
8VAP	49624,03	0,00	27362,86	0,24	6834,16	0,03
9	49624,03	0,00	27362,86	0,24	6834,16	0,03
10	49624,03	0,00	27362,86	0,24	6834,16	0,03
11LIQ	43241,72	0,00	4172,98	0,10	0,21	0,00
11VAP	6382,32	0,00	23189,87	0,14	6833,94	0,03
12	6382,32	0,00	23189,87	0,14	6833,94	0,03
13	6382,32	0,00	23189,87	0,14	6833,94	0,03
14	6382,32	0,00	23189,87	0,14	6833,94	0,03
14LIQ	6364,72	0,00	18096,21	0,13	2,36	0,00
14VAP	17,60	0,00	5093,67	0,00	6831,58	0,03
15	43241,72	0,00	4172,98	0,10	0,21	0,00
16	43241,72	0,00	4172,98	0,10	0,21	0,00
17X	24,87	0,00	1150,80	0,00	6820,92	0,03
18	7696,30	0,00	1150,68	0,00	1,63	0,00
19	7696,30	0,00	1150,68	0,00	1,63	0,00
20	49599,17	0,00	26212,06	0,24	13,24	0,00
21	49599,17	0,00	26212,06	0,24	13,24	0,00
22	57295,46	0,00	27362,73	0,24	14,87	0,00
23	57295,46	0,00	27362,73	0,24	14,87	0,00
24	41906,44	41890,75	0,00	0,24	14,87	861,00
25X	41906,44	41890,75	0,00	0,24	14,87	0,00
26	41906,44	41890,75	0,00	0,24	14,87	0,00
27	41906,44	41890,75	0,00	0,24	14,87	0,00
28	41906,44	41890,75	0,00	0,24	14,87	0,00
29	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
30	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
31	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
31LIQ	37804,79	42125,33	0,04	0,02	0,00	0,00
31VAP	4452,02	0,00	1,34	0,22	14,87	0,00
32	4452,02	0,00	1,34	0,22	14,87	0,00
33	37804,79	42125,33	0,04	0,02	0,00	0,00
34	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
35	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
36	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
37	42256,81	42125,33	1,38	0,24	14,87	0,00
38	350,36	234,57	1,38	0,00	0,00	0,00
39	350,36	234,57	1,38	0,00	0,00	0,00
40	350,36	234,57	1,38	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	861,00
H2OHP	7694,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	7694,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	23,08	0,00	0,12	0,00	6819,29	0,03

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
1	2349,37	431,53	0,00	0,00	0,00	0,00
2	2780,88	0,00	427,14	4,39	213,58	0,01
3	2780,88	0,00	427,14	4,39	213,58	0,01
4	2780,88	0,00	427,14	4,39	213,58	0,01
4LIQ	2,49	2,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5	2780,88	0,00	427,14	4,39	213,58	0,01
6	2774,00	2,39	427,13	0,00	213,58	0,01
7	2774,00	2,39	427,13	0,00	213,58	0,01
8	2774,00	2,39	427,13	0,00	213,58	0,01
8LIQ	19,45	2,39	0,02	0,00	0,00	0,00
8VAP	2754,55	0,00	427,11	0,00	213,58	0,01
9	2754,55	0,00	427,11	0,00	213,58	0,01
10	2754,55	0,00	427,11	0,00	213,58	0,01
11LIQ	2400,28	0,00	65,14	0,00	0,01	0,00
11VAP	354,27	0,00	361,98	0,00	213,57	0,01
12	354,27	0,00	361,98	0,00	213,57	0,01
13	354,27	0,00	361,98	0,00	213,57	0,01
14	354,27	0,00	361,98	0,00	213,57	0,01
14LIQ	353,30	0,00	282,47	0,00	0,07	0,00
14VAP	0,98	0,00	79,51	0,00	213,50	0,01
15	2400,28	0,00	65,14	0,00	0,01	0,00
16	2400,28	0,00	65,14	0,00	0,01	0,00
17X	1,38	0,00	17,96	0,00	213,16	0,01
18	427,21	0,00	17,96	0,00	0,05	0,00
19	427,21	0,00	17,96	0,00	0,05	0,00
20	2753,17	0,00	409,15	0,00	0,41	0,00
21	2753,17	0,00	409,15	0,00	0,41	0,00
22	3180,38	0,00	427,11	0,00	0,47	0,00
23	3180,38	0,00	427,11	0,00	0,47	0,00
24	2326,16	427,11	0,00	0,00	0,47	427,11
25X	2326,16	427,11	0,00	0,00	0,47	0,00
26	2326,16	427,11	0,00	0,00	0,47	0,00
27	2326,16	427,11	0,00	0,00	0,47	0,00
28	2326,16	427,11	0,00	0,00	0,47	0,00
29	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
30	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
31	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
31LIQ	2098,49	429,50	0,00	0,00	0,00	0,00
31VAP	247,13	0,00	0,02	0,00	0,47	0,00
32	247,13	0,00	0,02	0,00	0,47	0,00
33	2098,49	429,50	0,00	0,00	0,00	0,00
34	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
35	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
36	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
37	2345,61	429,50	0,02	0,00	0,47	0,00
38	19,45	2,39	0,02	0,00	0,00	0,00
39	19,45	2,39	0,02	0,00	0,00	0,00
40	19,45	2,39	0,02	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	427,11
H2OHP	427,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	427,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	1,28	0,00	0,00	0,00	213,11	0,01



### **7.4.3 Rein solare Anlage mit separater Gewinnung elektrischer Energie bei 40,04 MW thermischer Receiverleistung**



Stream	Temperature	Pressure	Vapor Frac	Mole Flow	Mass Flow	Volume Flow	Enthalpy
	°C	bar		kmol/h	kg/h	m³/h	Gcal/h
1	480,60	1,00	1,00	2112,93	64252,46	132193,57	-149,88
2	1200,00	1,00	1,00	2601,79	64252,46	318662,65	-115,45
3	177,00	0,80	1,00	2601,79	64252,46	121350,11	-142,11
4	210,00	1,00	1,00	2601,79	64252,46	104196,76	-141,37
5	210,00	1,00	1,00	2598,47	64252,46	103975,30	-141,48
5LIQ	210,00	1,00	0,00	1,96	106,54	0,11	-0,24
5VAP	210,00	1,00	1,00	2596,51	64145,91	103975,19	-141,24
6	108,00	0,90	0,99	2598,47	64252,46	90115,75	-144,04
7	108,00	0,90	0,99	2598,47	64252,46	90115,75	-144,04
7LIQLP	108,00	0,90	0,00	25,31	723,33	0,70	-2,17
7VAP	108,00	0,90	1,00	2573,16	63529,13	90115,02	-141,88
8	87,70	0,80	0,93	2573,16	63529,13	89157,87	-144,11
9	70,00	0,80	0,27	2573,16	63529,13	25067,23	-161,22
9LIQLP	70,00	0,80	0,00	1867,95	35923,14	36,11	-126,49
9VAP	70,00	0,80	1,00	705,21	27605,98	25031,17	-34,73
10	237,90	3,10	1,00	705,21	27605,98	9609,89	-33,68
11	106,10	3,00	1,00	705,21	27605,98	7312,89	-34,53
12	230,10	7,80	1,00	705,21	27605,98	3724,59	-33,75
13	97,00	7,70	0,61	705,21	27605,98	1675,95	-37,01
14	42,00	7,70	0,36	705,21	27605,98	854,83	-38,64
15	70,20	7,70	0,00	1867,95	35923,14	36,11	-126,48
16	42,00	7,70	0,00	1867,95	35923,14	35,48	-127,44
17	49,60	7,70	0,00	2734,17	64166,61	60,04	-188,15
18	48,80	1,00	0,00	2734,17	64166,61	165,76	-188,15
19	49,20	1,00	0,00	2734,17	64166,61	59,99	-188,15
20	49,70	5,70	0,00	2734,17	64166,61	60,05	-188,14
21	49,00	5,70	0,00	2734,17	64166,61	60,01	-188,18
22	90,00	5,70	0,02	21191,10	635774,27	2429,15	-1858,43
22IN	90,00	5,70	0,00	21514,78	635774,27	628,09	-1861,06
22OUT	90,00	5,70	0,00	20867,42	635121,76	617,72	-1858,76
23	90,00	5,70	0,00	18780,68	571609,58	555,95	-1672,89
24	90,00	5,70	0,00	2086,74	63512,18	61,77	-185,88
25	90,00	1,00	0,00	2086,74	63512,18	72,71	-185,88
26	90,00	1,00	0,00	2086,74	63512,18	72,71	-185,88
27	67,70	0,10	0,04	2086,74	63512,18	21362,00	-185,88
28	71,50	0,10	0,13	2086,74	63512,18	75029,51	-183,64
29	71,40	0,10	0,13	2112,05	64235,51	75551,01	-185,81
30	76,80	0,10	0,22	2112,05	64235,51	137594,68	-183,24
31	77,00	0,10	0,23	2112,05	64235,51	140241,52	-183,14
32	86,10	0,10	0,35	2112,05	64235,51	220120,74	-179,88
33	89,10	0,10	0,38	2112,05	64235,51	241189,43	-179,03
33LIQ	89,10	0,10	0,00	1310,71	49793,56	46,43	-133,15
33VAP	89,10	0,10	1,00	801,27	14440,56	241125,21	-45,88
34	286,50	0,40	1,00	801,27	14440,56	93122,38	-44,57
35	114,10	0,35	1,00	801,27	14440,56	73551,76	-45,72
36	297,10	1,20	1,00	801,27	14440,56	31575,13	-44,50
37	89,10	1,20	0,00	1310,71	49793,56	46,43	-133,14
38	135,60	1,20	0,00	1310,71	49793,56	48,23	-131,99
39	156,70	1,20	0,40	2111,98	64234,12	24908,02	-176,49

40	480,60	1,00	1,00	2111,98	64234,12	132126,11	-149,82
41	63,20	0,10	0,07	25,31	723,33	509,75	-2,17
B1	490,00	70,70	1,00	44952,18	179925,58	41081,55	105,02
B2	850,00	70,10	1,00	44952,18	179925,58	60621,55	185,36
B3	529,70	27,00	1,00	44952,18	179925,58	111866,23	113,10
B4	140,00	25,80	1,00	44952,18	179925,58	60583,82	26,11
B5	26,00	25,80	1,00	44952,18	179925,58	44068,37	0,67
B6	99,60	42,50	1,00	44952,18	179925,58	33514,03	17,38
B7	26,00	42,50	1,00	44952,18	179925,58	27040,18	0,96
B8	101,30	70,70	1,00	44952,18	179925,58	20529,28	18,25
B9	491,00	70,70	1,00	44952,18	179925,58	41134,41	105,24
H2	90,00	5,70	1,00	323,68	652,51	1719,75	0,14
H2OHP	25,30	6,70	0,00	323,69	5831,43	5,85	-22,11
H2OLP	25,00	1,00	0,00	323,69	5831,43	5,85	-22,11
O2	25,30	6,70	1,00	162,69	5193,94	599,42	-0,05

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
1	32168,01	32073,67	1,10	0,18	9,50	0,00
2	38059,09	0,15	20738,13	266,58	5188,49	0,02
3	38059,09	0,15	20738,13	266,58	5188,49	0,02
4	38059,09	0,15	20738,13	266,58	5188,49	0,02
5	37999,18	326,32	20738,13	0,32	5188,49	0,02
5LIQ	19,32	87,13	0,10	0,00	0,00	0,00
5VAP	37979,86	239,19	20738,03	0,32	5188,49	0,02
6	37999,18	326,32	20738,13	0,32	5188,49	0,02
7	37999,18	326,32	20738,13	0,32	5188,49	0,02
7LIQLP	395,58	326,32	1,43	0,00	0,00	0,00
7VAP	37603,60	0,00	20736,69	0,32	5188,49	0,02
8	37603,60	0,00	20736,69	0,32	5188,49	0,02
9	37603,60	0,00	20736,69	0,32	5188,49	0,02
9LIQLP	32763,01	0,00	3159,83	0,14	0,16	0,00
9VAP	4840,59	0,00	17576,86	0,19	5188,33	0,02
10	4840,59	0,00	17576,86	0,19	5188,33	0,02
11	4840,59	0,00	17576,86	0,19	5188,33	0,02
12	4840,59	0,00	17576,86	0,19	5188,33	0,02
13	4840,59	0,00	17576,86	0,19	5188,33	0,02
14	4840,59	0,00	17576,86	0,19	5188,33	0,02
15	32763,01	0,00	3159,83	0,14	0,16	0,00
16	32763,01	0,00	3159,83	0,14	0,16	0,00
17	43420,11	0,00	20736,69	0,32	9,48	0,00
18	43420,11	0,00	20736,69	0,32	9,48	0,00
19	43420,11	0,00	20736,69	0,32	9,48	0,00
20	43420,11	0,00	20736,69	0,32	9,48	0,00
21	43420,11	0,00	20736,69	0,32	9,48	0,00
22	317567,82	317455,90	0,00	3,23	94,81	652,51
22IN	329230,31	285709,23	20736,69	3,23	94,81	0,00
22OUT	317567,82	317455,90	0,00	3,23	94,81	0,00
23	285811,04	285710,31	0,00	2,91	85,32	0,00
24	31756,78	31745,59	0,00	0,32	9,48	0,00
25	31756,78	31745,59	0,00	0,32	9,48	0,00
26	31756,78	31745,59	0,00	0,32	9,48	0,00

27	31756,78	31745,59	0,00	0,32	9,48	0,00
28	31756,78	31745,59	0,00	0,32	9,48	0,00
29	32152,36	32071,91	1,43	0,32	9,48	0,00
30	32152,36	32071,91	1,43	0,32	9,48	0,00
31	32152,36	32071,91	1,43	0,32	9,48	0,00
32	32152,36	32071,91	1,43	0,32	9,48	0,00
33	32152,36	32071,91	1,43	0,32	9,48	0,00
33LIQ	17721,77	32071,79	0,00	0,00	0,00	0,00
33VAP	14429,32	0,00	1,43	0,32	9,48	0,00
34	14429,32	0,00	1,43	0,32	9,48	0,00
35	14429,32	0,00	1,43	0,32	9,48	0,00
36	14429,32	0,00	1,43	0,32	9,48	0,00
37	17721,77	32071,79	0,00	0,00	0,00	0,00
38	17721,77	32071,79	0,00	0,00	0,00	0,00
39	32151,09	32071,79	1,43	0,32	9,48	0,00
40	32151,09	32071,79	1,43	0,32	9,48	0,00
41	395,58	326,32	1,43	0,00	0,00	0,00
B1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B9	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	652,51
H2OHP	5831,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	5831,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	14,91	0,00	0,00	0,00	5179,01	0,02

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
1	1785,60	327,02	0,02	0,00	0,30	0,00
2	2112,60	0,00	323,71	3,33	162,15	0,01
3	2112,60	0,00	323,71	3,33	162,15	0,01
4	2112,60	0,00	323,71	3,33	162,15	0,01
5	2109,28	3,33	323,71	0,00	162,15	0,01
5LIQ	1,07	0,89	0,00	0,00	0,00	0,00
5VAP	2108,20	2,44	323,70	0,00	162,15	0,01
6	2109,28	3,33	323,71	0,00	162,15	0,01
7	2109,28	3,33	323,71	0,00	162,15	0,01
7LIQLP	21,96	3,33	0,02	0,00	0,00	0,00
7VAP	2087,32	0,00	323,68	0,00	162,15	0,01
8	2087,32	0,00	323,68	0,00	162,15	0,01
9	2087,32	0,00	323,68	0,00	162,15	0,01
9LIQLP	1818,62	0,00	49,32	0,00	0,01	0,00
9VAP	268,69	0,00	274,36	0,00	162,14	0,01
10	268,69	0,00	274,36	0,00	162,14	0,01
11	268,69	0,00	274,36	0,00	162,14	0,01
12	268,69	0,00	274,36	0,00	162,14	0,01
13	268,69	0,00	274,36	0,00	162,14	0,01
14	268,69	0,00	274,36	0,00	162,14	0,01

15	1818,62	0,00	49,32	0,00	0,01	0,00
16	1818,62	0,00	49,32	0,00	0,01	0,00
17	2410,18	0,00	323,68	0,00	0,30	0,00
18	2410,18	0,00	323,68	0,00	0,30	0,00
19	2410,18	0,00	323,68	0,00	0,30	0,00
20	2410,18	0,00	323,68	0,00	0,30	0,00
21	2410,18	0,00	323,68	0,00	0,30	0,00
22	17627,69	3236,72	0,00	0,04	2,96	323,68
22IN	18275,06	2913,04	323,68	0,04	2,96	0,00
22OUT	17627,69	3236,72	0,00	0,04	2,96	0,00
23	15864,92	2913,05	0,00	0,04	2,67	0,00
24	1762,77	323,67	0,00	0,00	0,30	0,00
25	1762,77	323,67	0,00	0,00	0,30	0,00
26	1762,77	323,67	0,00	0,00	0,30	0,00
27	1762,77	323,67	0,00	0,00	0,30	0,00
28	1762,77	323,67	0,00	0,00	0,30	0,00
29	1784,73	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
30	1784,73	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
31	1784,73	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
32	1784,73	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
33	1784,73	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
33LIQ	983,71	327,00	0,00	0,00	0,00	0,00
33VAP	800,95	0,00	0,02	0,00	0,30	0,00
34	800,95	0,00	0,02	0,00	0,30	0,00
35	800,95	0,00	0,02	0,00	0,30	0,00
36	800,95	0,00	0,02	0,00	0,30	0,00
37	983,71	327,00	0,00	0,00	0,00	0,00
38	983,71	327,00	0,00	0,00	0,00	0,00
39	1784,66	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
40	1784,66	327,00	0,02	0,00	0,30	0,00
41	21,96	3,33	0,02	0,00	0,00	0,00
B1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B9	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	323,68
H2OHP	323,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	323,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,83	0,00	0,00	0,00	161,85	0,01

#### **7.4.4 Nuklearer Anlagenteil der Hybridanlage bei 2,18 MW thermischer Schwefelreaktorleistung**



Stream	Temperature °C	Pressure bar	Vapor Frac	Mole Flow kmol/h	Mass Flow kg/h	Volume Flow m³/h	Enthalpy Gcal/h
1	234,90	1,00	0,00	38,49	2265,06	8,77	-5,014
2	850,00	1,00	1,00	66,51	2265,06	6209,98	-3,14
3	178,80	0,80	1,00	66,51	2265,06	3115,56	-3,595
4	210,00	1,00	1,00	66,51	2265,06	2664,24	-3,577
4LIQ	210,00	1,00	0,00	5,57	322,21	0,31	-0,722
4VAP	210,00	1,00	1,00	58,09	1942,85	2327,35	-3,01
5	210,00	1,00	0,91	63,67	2265,06	2327,66	-3,732
6	139,70	0,90	0,85	63,67	2265,06	2047,76	-3,834
7	112,50	0,90	0,78	63,67	2265,06	1759,10	-3,902
8	108,00	0,90	0,76	63,67	2265,06	1699,24	-3,917
8LIQHP	108,00	1,00	0,00	15,21	503,29	0,48	-1,415
8LIQLP	108,00	0,90	0,00	15,21	503,29	0,48	-1,415
8VAP	108,00	0,90	1,00	48,46	1761,77	1698,76	-2,502
9	70,00	0,90	0,77	48,46	1761,77	1177,77	-2,628
9LIQLP	67,40	0,80	0,00	10,97	213,35	0,21	-0,744
9VAP	67,40	0,80	1,00	37,49	1548,43	1320,47	-1,885
10	231,90	3,10	1,00	37,49	1548,43	504,79	-1,829
11	121,40	3,00	1,00	37,49	1548,43	404,99	-1,867
12	247,30	7,80	1,00	37,49	1548,43	205,12	-1,825
13	114,90	7,70	0,79	37,49	1548,43	120,10	-1,941
14	42,00	7,70	0,38	37,49	1548,43	47,42	-2,08
15	67,90	7,70	0,00	10,97	213,35	0,21	-0,743
16	42,00	7,70	0,00	10,97	213,35	0,21	-0,749
17	52,00	7,70	0,00	141,85	3328,63	3,12	-9,755
18	50,10	1,00	0,01	141,85	3328,63	23,30	-9,755
19	51,60	5,70	0,00	141,85	3328,63	3,12	-9,755
20	52,00	5,70	0,00	141,85	3328,63	3,12	-9,755
21	49,00	5,70	0,00	141,85	3328,63	3,11	-9,763
22	90,00	5,70	0,02	1099,13	32970,25	125,95	-96,383
22IN	90,10	5,70	0,00	1115,91	32970,25	32,54	-96,517
22OUT	90,00	5,70	0,00	1082,29	32935,14	32,01	-96,394
23	90,10	5,70	0,00	974,06	29641,62	28,81	-86,755
24	90,10	5,70	0,00	108,23	3293,51	3,20	-9,639
25	90,10	1,00	0,00	108,23	3293,51	3,75	-9,639
26	90,10	1,00	0,00	108,23	3293,51	3,75	-9,639
26-0	90,00	1,00	0,00	108,16	3292,45	3,13	-9,637
27	90,00	1,00	0,00	108,16	3292,45	3,13	-9,637
28	121,00	1,00	0,43	197,68	4906,71	2772,89	-14,732
28LIQ	121,00	1,00	0,00	112,65	3373,23	3,29	-9,882
28VAP	121,00	1,00	1,00	85,04	1533,48	2769,61	-4,851
29	119,70	1,00	0,00	127,86	3876,52	3,77	-11,297
29VAP	135,40	1,00	1,00	89,52	1614,26	3024,07	-5,096
30	124,80	1,00	0,07	127,86	3876,52	283,00	-11,195
31	130,40	1,00	0,17	127,86	3876,52	730,38	-11,039
32	135,40	1,00	0,48	186,66	4945,28	3027,32	-14,293
33	135,40	1,00	0,00	97,14	3331,02	3,25	-9,198
34	89,00	0,14	0,07	97,14	3331,02	1525,21	-9,198
35	89,00	0,14	0,07	97,14	3331,02	1525,21	-9,198
36	92,50	0,14	0,13	97,14	3331,02	2709,30	-9,129
37	94,90	0,13	0,19	97,14	3331,02	4218,35	-9,062
38	101,40	0,12	0,28	97,14	3331,02	6969,51	-8,945
39	102,80	0,11	0,31	97,14	3331,02	8487,81	-8,907
39LIQ	102,80	0,11	0,00	67,25	2792,58	2,62	-7,198

39VAP	102,80	0,11	1,00	29,89	538,44	8485,57	-1,709
40	162,70	0,10	0,43	67,25	2792,58	10575,43	-6,743
40LIQ	162,70	0,10	0,00	38,06	2262,37	2,05	-5,082
40VAP	162,70	0,10	1,00	29,19	530,21	10573,38	-1,661
41	367,80	0,35	1,00	29,19	530,21	4441,87	-1,61
42	182,80	0,30	1,00	29,19	530,21	3678,78	-1,657
43	382,30	1,00	1,00	29,19	530,21	1588,33	-1,606
44	162,80	1,00	0,00	38,06	2262,37	2,05	-5,082
45	205,40	1,00	0,00	38,06	2262,37	2,11	-5,035
46	234,90	1,00	0,43	67,25	2792,58	1219,43	-6,641
46LIQ	234,90	1,00	0,00	38,33	2262,26	2,17	-5,006
46VAP	234,90	1,00	1,00	28,92	530,32	1217,65	-1,635
47	99,60	1,00	0,89	85,04	1533,48	2322,20	-4,959
48	42,00	1,00	0,00	85,04	1533,48	1,55	-5,783
49	42,40	7,70	0,00	85,04	1533,48	1,55	-5,783
50	454,80	1,00	1,00	29,89	538,44	1807,02	-1,619
H2	90,00	5,70	1,00	16,78	33,84	89,18	0,007
H2OHP	25,30	6,70	0,00	16,78	302,21	0,30	-1,146
H2OLP	25,00	1,00	0,00	16,78	302,21	0,30	-1,146
O2	25,30	6,70	1,00	8,42	268,84	31,03	-0,003

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
1	339,76	1925,30	0,00	0,00	0,00	0,00
2	693,36	0,23	1075,29	227,64	268,54	0,00
3	693,36	0,23	1075,29	227,64	268,54	0,00
4	693,36	0,23	1075,29	227,64	268,54	0,00
4LIQ	50,44	271,10	0,68	0,00	0,00	0,00
4VAP	591,70	7,97	1074,62	0,02	268,54	0,00
5	642,14	279,07	1075,29	0,02	268,54	0,00
6	642,14	279,07	1075,29	0,02	268,54	0,00
7	642,14	279,07	1075,29	0,02	268,54	0,00
8	642,14	279,07	1075,29	0,02	268,54	0,00
8LIQHP	222,12	279,07	2,11	0,00	0,00	0,00
8LIQLP	222,12	279,07	2,11	0,00	0,00	0,00
8VAP	420,02	0,00	1073,19	0,02	268,54	0,00
9	420,02	0,00	1073,19	0,02	268,54	0,00
9LIQLP	191,41	0,00	21,94	0,00	0,00	0,00
9VAP	228,62	0,00	1051,25	0,01	268,54	0,00
10	228,62	0,00	1051,25	0,01	268,54	0,00
11	228,62	0,00	1051,25	0,01	268,54	0,00
12	228,62	0,00	1051,25	0,01	268,54	0,00
13	228,62	0,00	1051,25	0,01	268,54	0,00
14	228,62	0,00	1051,25	0,01	268,54	0,00
15	191,41	0,00	21,94	0,00	0,00	0,00
16	191,41	0,00	21,94	0,00	0,00	0,00
17	2252,84	0,00	1075,29	0,02	0,48	0,00
18	2252,84	0,00	1075,29	0,02	0,48	0,00
19	2252,84	0,00	1075,29	0,02	0,48	0,00
20	2252,84	0,00	1075,29	0,02	0,48	0,00
21	2252,84	0,00	1075,29	0,02	0,48	0,00
22	16472,85	16458,63	0,00	0,16	4,78	33,84
22IN	17077,60	14812,42	1075,29	0,16	4,78	0,00

22OUT	16471,96	16458,25	0,00	0,16	4,78	0,00
23	14824,77	14812,42	0,00	0,14	4,30	0,00
24	1647,20	1645,83	0,00	0,02	0,48	0,00
25	1647,20	1645,83	0,00	0,02	0,48	0,00
26	1647,20	1645,83	0,00	0,02	0,48	0,00
26-0	1646,22	1646,22	0,00	0,00	0,00	0,00
27	1646,22	1646,22	0,00	0,00	0,00	0,00
28	3258,36	1646,22	2,12	0,00	0,00	0,00
28LIQ	1726,99	1646,22	0,02	0,00	0,00	0,00
28VAP	1531,38	0,00	2,11	0,00	0,00	0,00
29	1949,10	1925,29	2,12	0,00	0,00	0,00
29VAP	1612,14	0,00	2,12	0,00	0,00	0,00
30	1949,10	1925,29	2,12	0,00	0,00	0,00
31	1949,10	1925,29	2,12	0,00	0,00	0,00
32	3006,35	1936,80	2,14	0,00	0,00	0,00
33	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
34	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
35	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
36	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
37	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
38	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
39	1394,21	1936,80	0,01	0,00	0,00	0,00
39LIQ	855,78	1936,80	0,00	0,00	0,00	0,00
39VAP	538,43	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
40	855,78	1936,80	0,00	0,00	0,00	0,00
40LIQ	330,86	1931,52	0,00	0,00	0,00	0,00
40VAP	524,92	5,28	0,00	0,00	0,00	0,00
41	524,92	5,28	0,00	0,00	0,00	0,00
42	524,92	5,28	0,00	0,00	0,00	0,00
43	524,92	5,28	0,00	0,00	0,00	0,00
44	330,86	1931,52	0,00	0,00	0,00	0,00
45	330,86	1931,52	0,00	0,00	0,00	0,00
46	855,78	1936,80	0,00	0,00	0,00	0,00
46LIQ	336,96	1925,29	0,00	0,00	0,00	0,00
46VAP	518,82	11,51	0,00	0,00	0,00	0,00
47	1531,38	0,00	2,11	0,00	0,00	0,00
48	1531,38	0,00	2,11	0,00	0,00	0,00
49	1531,38	0,00	2,11	0,00	0,00	0,00
50	538,43	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	33,84
H2OHP	302,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	302,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,77	0,00	0,00	0,00	268,06	0,00

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
1	18,86	19,63	0,00	0,00	0,00	0,00
2	38,49	0,00	16,78	2,84	8,39	0,00
3	38,49	0,00	16,78	2,84	8,39	0,00
4	38,49	0,00	16,78	2,84	8,39	0,00
4LIQ	2,80	2,76	0,01	0,00	0,00	0,00
4VAP	32,84	0,08	16,77	0,00	8,39	0,00
5	35,64	2,85	16,78	0,00	8,39	0,00

6	35,64	2,85	16,78	0,00	8,39	0,00
7	35,64	2,85	16,78	0,00	8,39	0,00
8	35,64	2,85	16,78	0,00	8,39	0,00
8LIQHP	12,33	2,85	0,03	0,00	0,00	0,00
8LIQLP	12,33	2,85	0,03	0,00	0,00	0,00
8VAP	23,32	0,00	16,75	0,00	8,39	0,00
9	23,32	0,00	16,75	0,00	8,39	0,00
9LIQLP	10,63	0,00	0,34	0,00	0,00	0,00
9VAP	12,69	0,00	16,41	0,00	8,39	0,00
10	12,69	0,00	16,41	0,00	8,39	0,00
11	12,69	0,00	16,41	0,00	8,39	0,00
12	12,69	0,00	16,41	0,00	8,39	0,00
13	12,69	0,00	16,41	0,00	8,39	0,00
14	12,69	0,00	16,41	0,00	8,39	0,00
15	10,63	0,00	0,34	0,00	0,00	0,00
16	10,63	0,00	0,34	0,00	0,00	0,00
17	125,05	0,00	16,78	0,00	0,02	0,00
18	125,05	0,00	16,78	0,00	0,02	0,00
19	125,05	0,00	16,78	0,00	0,02	0,00
20	125,05	0,00	16,78	0,00	0,02	0,00
21	125,05	0,00	16,78	0,00	0,02	0,00
22	914,38	167,81	0,00	0,00	0,15	16,78
22IN	947,95	151,03	16,78	0,00	0,15	0,00
22OUT	914,33	167,81	0,00	0,00	0,15	0,00
23	822,90	151,03	0,00	0,00	0,13	0,00
24	91,43	16,78	0,00	0,00	0,02	0,00
25	91,43	16,78	0,00	0,00	0,02	0,00
26	91,43	16,78	0,00	0,00	0,02	0,00
26-0	91,38	16,79	0,00	0,00	0,00	0,00
27	91,38	16,79	0,00	0,00	0,00	0,00
28	180,87	16,79	0,03	0,00	0,00	0,00
28LIQ	95,86	16,79	0,00	0,00	0,00	0,00
28VAP	85,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00
29	108,19	19,63	0,03	0,00	0,00	0,00
29VAP	89,49	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00
30	108,19	19,63	0,03	0,00	0,00	0,00
31	108,19	19,63	0,03	0,00	0,00	0,00
32	166,88	19,75	0,03	0,00	0,00	0,00
33	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
34	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
35	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
36	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
37	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
38	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
39	77,39	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
39LIQ	47,50	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
39VAP	29,89	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
40	47,50	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00
40LIQ	18,37	19,69	0,00	0,00	0,00	0,00
40VAP	29,14	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
41	29,14	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
42	29,14	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
43	29,14	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
44	18,37	19,69	0,00	0,00	0,00	0,00
45	18,37	19,69	0,00	0,00	0,00	0,00
46	47,50	19,75	0,00	0,00	0,00	0,00

46LIQ	18,70	19,63	0,00	0,00	0,00	0,00
46VAP	28,80	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00
47	85,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00
48	85,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00
49	85,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00
50	29,89	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	16,78
H2OHP	16,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	16,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,04	0,00	0,00	0,00	8,38	0,00



#### **7.4.5 Hybridanlage bei 50 MW solarer und 2,18 MW nuklearer thermischer Schwefelreaktorleistung**



Stream	Temperature °C	Pressure bar	Vapor Frac	Mole Flow kmol/h	Mass Flow kg/h	Volume Flow m³/h	Enthalpy Gcal/h
4	177,00	0,80	1,00	3315,50	82500,39	154652,64	-181,05
5	210,00	1,00	1,00	3315,50	82500,39	132780,29	-180,11
6	210,00	1,00	1,00	3308,51	82500,39	132145,51	-180,41
6LIQ	210,00	1,00	0,00	8,56	465,21	0,46	-1,07
6VAP	210,00	1,00	1,00	3299,95	82035,18	132145,12	-179,35
9	108,10	0,90	0,98	3308,51	82500,39	114059,46	-183,85
10	108,10	0,90	0,98	3308,51	82500,39	114059,46	-183,85
10LIQ	108,00	0,90	0,00	52,94	1516,37	1,47	-4,54
10VAP	108,00	0,90	1,00	3255,57	80984,02	114015,59	-179,32
12	87,50	0,80	0,93	3255,57	80984,02	112988,43	-182,09
13	70,00	0,80	0,28	3255,57	80984,02	32732,30	-203,52
13LIQ	70,00	0,80	0,00	2334,66	44905,26	45,14	-158,09
13VAP	70,00	0,80	1,00	920,91	36078,76	32687,15	-45,42
14	237,80	3,10	1,00	920,91	36078,76	12547,47	-44,05
16	107,00	3,00	1,00	920,91	36078,76	9572,18	-45,14
17	231,10	7,80	1,00	920,91	36078,76	4874,25	-44,13
19	98,00	7,70	0,61	920,91	36078,76	2211,55	-48,35
20	42,00	7,70	0,36	920,91	36078,76	1113,18	-50,53
21	70,20	7,70	0,00	2334,66	44905,26	45,13	-158,08
22	42,00	7,70	0,00	2334,66	44905,26	44,35	-159,29
23	49,30	7,70	0,00	3553,35	83406,30	78,02	-244,54
24	48,60	1,00	0,00	3553,35	83406,30	183,10	-244,55
25	48,80	5,70	0,00	3553,35	83406,30	77,93	-244,55
26	49,20	5,70	0,00	3553,35	83406,30	78,02	-244,55
27	49,00	5,70	0,00	3553,35	83406,30	78,00	-244,56
28	90,00	5,70	0,02	27531,51	826193,85	3158,60	-2414,78
28IN	90,00	5,70	0,00	27952,49	826193,85	816,31	-2418,40
28OUT	90,00	5,70	0,00	27110,53	825345,20	802,78	-2415,21
29	90,00	5,70	0,00	24399,48	742810,68	722,50	-2173,69
30	90,00	5,70	0,00	2711,05	82534,52	80,28	-241,52
31	90,00	1,00	0,00	2711,05	82534,52	94,54	-241,52
32	90,00	1,00	0,00	2711,05	82534,52	94,54	-241,52
B1	490,00	70,70	1,00	22990,86	92023,20	21011,22	53,71
B2	850,00	70,10	1,00	22990,86	92023,20	31004,98	94,80
B3	529,70	27,00	1,00	22990,86	92023,20	57214,14	57,85
B4	140,00	25,80	1,00	22990,86	92023,20	30985,68	13,35
B5	26,00	25,80	1,00	22990,86	92023,20	22538,83	0,34
B6	99,60	42,50	1,00	22990,86	92023,20	17140,80	8,89
B7	26,00	42,50	1,00	22990,86	92023,20	13829,74	0,49
B8	101,30	70,70	1,00	22990,86	92023,20	10499,73	9,34
B9	491,00	70,70	1,00	22990,86	92023,20	21038,26	53,83
H2	90,00	5,70	1,00	420,98	848,65	2236,69	0,19
H2-1	90,20	1,00	1,00	420,98	848,65	12724,52	0,19
H2-2	25,00	1,00	1,00	420,98	848,65	10442,09	0,00
H2OHP	25,70	17,00	0,00	420,99	7584,20	7,60	-28,75
H2OLP	25,00	1,00	0,00	420,99	7584,20	7,61	-28,76
N1	234,90	1,00	0,00	38,49	2265,06	8,77	-5,01
N2	850,00	1,00	1,00	66,51	2265,06	6209,98	-3,14
N3	178,80	0,80	1,00	66,51	2265,06	3115,56	-3,60
N6	210,00	1,00	1,00	90,84	2265,06	3628,07	-4,95
N7	139,30	0,90	0,99	90,84	2265,06	3416,65	-5,02
N8	112,50	0,90	0,99	90,84	2265,06	3174,23	-5,04
N10LIQHP	108,00	1,00	0,00	17,57	503,29	0,49	-1,51

N10LIQLP	108,00	0,90	0,00	17,57	503,29	0,49	-1,51
N10VAP	108,00	0,90	1,00	70,82	1761,77	2480,36	-3,90
N14	237,80	3,10	1,00	39,52	1548,43	538,51	-1,89
N15	120,70	3,00	1,00	39,52	1548,43	426,18	-1,93
N17	231,10	7,80	1,00	39,52	1548,43	209,19	-1,89
N18	112,50	7,70	0,71	39,52	1548,43	113,55	-2,04
N32	90,00	1,00	0,00	105,89	3223,57	3,69	-9,43
N32-0	90,00	1,00	0,00	108,16	3292,45	3,13	-9,64
N33	90,00	1,00	0,00	108,16	3292,45	3,13	-9,64
N34	120,90	1,00	0,44	201,17	4968,65	2882,88	-14,93
N34LIQ	120,90	1,00	0,00	112,75	3375,00	3,29	-9,89
N34VAP	120,90	1,00	1,00	88,42	1593,65	2879,60	-5,04
N35	119,30	1,00	0,00	130,32	3878,29	3,78	-11,39
N36	121,90	1,00	0,04	130,32	3878,29	179,31	-11,33
N37	128,30	1,00	0,17	130,32	3878,29	756,19	-11,13
N38	133,40	1,00	0,49	191,03	4981,29	3129,34	-14,49
N38LIQ	133,40	1,00	0,00	98,03	3305,09	3,22	-9,19
N38VAP	133,40	1,00	1,00	93,00	1676,20	3126,13	-5,30
N39	87,00	0,14	0,07	98,03	3305,09	1528,48	-9,19
N40	87,00	0,14	0,07	98,03	3305,09	1528,48	-9,19
N41	92,50	0,14	0,16	98,03	3305,09	3389,85	-9,09
N42	92,50	0,13	0,18	98,03	3305,09	4179,71	-9,06
N43	100,70	0,12	0,30	98,03	3305,09	7503,81	-8,92
N44	102,40	0,11	0,33	98,03	3305,09	9161,49	-8,87
N44LIQ	102,40	0,11	0,00	65,74	2723,42	2,55	-7,03
N44VAP	102,40	0,11	1,00	32,29	581,67	9158,93	-1,85
N45	164,10	0,10	0,44	65,74	2723,42	10592,58	-6,57
N45LIQ	162,70	0,10	0,00	37,05	2202,24	1,99	-4,95
N45VAP	162,70	0,10	1,00	28,69	521,17	10393,31	-1,63
N46	367,80	0,35	1,00	28,69	521,17	4366,22	-1,58
N47	182,80	0,30	1,00	28,69	521,17	3621,77	-1,63
N48	386,50	1,00	1,00	28,69	521,17	1571,32	-1,58
N49	162,80	1,00	0,00	37,05	2202,24	1,99	-4,95
N50	205,20	1,00	0,00	37,05	2202,24	2,05	-4,90
N51	235,10	1,00	0,43	65,74	2723,42	1201,57	-6,48
N51LIQ	234,90	1,00	0,00	37,31	2202,09	2,11	-4,87
N51VAP	234,90	1,00	1,00	28,43	521,33	1197,00	-1,61
N52	99,60	1,00	0,84	88,42	1593,65	2278,67	-5,20
N53	25,00	1,00	0,00	88,42	1593,65	1,60	-6,04
N54	26,00	18,00	0,00	88,42	1593,65	1,60	-6,04
N55	454,30	1,00	1,00	32,29	581,67	1950,57	-1,75
NH2O	25,00	1,00	0,00	16,78	302,21	0,30	-1,15
O2	26,00	6,70	1,00	211,62	6755,57	781,59	-0,07
O2-1	24,40	1,00	1,00	211,62	6755,57	5231,78	-0,07
O2-2	25,00	1,00	1,00	211,62	6755,57	5241,85	-0,07
S1	480,60	1,00	1,00	2638,52	80235,34	165076,88	-187,16
S2	1200,00	1,00	1,00	3248,99	80235,34	397930,38	-144,16
S3	177,00	0,80	1,00	3248,99	80235,34	151536,11	-177,46
S6	210,00	1,00	1,00	3217,67	80235,33	128517,44	-175,46
S7	108,00	0,90	0,98	3217,67	80235,33	110886,71	-178,81
S10LIQHP	63,40	0,10	0,07	35,37	1013,09	710,14	-3,03
S10LIQLP	108,00	0,90	0,00	35,37	1013,09	0,98	-3,03
S10VAP	108,00	0,90	1,00	3184,75	79222,25	111535,24	-175,42
S11	87,50	0,80	0,93	3184,75	79222,25	110300,07	-178,19
S14	237,80	3,10	1,00	881,39	34530,33	12008,96	-42,16
S15	106,40	3,00	1,00	881,39	34530,33	9145,94	-43,21

S17	231,10	7,80	1,00	881,39	34530,33	4665,06	-42,24
S18	97,20	7,70	0,61	881,39	34530,33	2097,86	-46,31
S32	90,00	1,00	0,00	2605,17	79310,95	90,84	-232,09
S33	67,70	0,10	0,04	2605,17	79310,95	26646,40	-232,09
S34	71,50	0,10	0,13	2605,17	79310,95	93159,73	-229,32
S35	71,40	0,10	0,12	2640,54	80324,04	93889,77	-232,35
S36	77,00	0,10	0,23	2640,54	80324,04	174985,76	-229,00
S37	77,20	0,10	0,23	2640,54	80324,04	177405,79	-228,90
S38	86,40	0,10	0,35	2640,54	80324,04	277330,56	-224,83
S39	89,30	0,10	0,38	2640,54	80324,04	303626,91	-223,77
S39LIQ	89,90	0,10	0,00	1634,45	62192,15	58,02	-166,17
S39VAP	89,90	0,10	1,00	1006,09	18131,88	294767,86	-57,61
S40	283,00	0,40	1,00	1006,09	18131,88	116193,47	-55,99
S41	115,00	0,35	1,00	1006,09	18131,88	92552,24	-57,40
S42	298,30	1,20	1,00	1006,09	18131,88	39728,08	-55,86
S43	90,00	1,20	0,00	1634,45	62192,15	58,03	-166,16
S44	135,60	1,20	0,00	1634,45	62192,15	60,23	-164,75
S45	157,00	1,20	0,40	2640,54	80324,04	31298,91	-220,61
S46	481,20	1,00	1,00	2640,54	80324,04	165327,73	-187,32
SH2O	25,00	1,00	0,00	404,21	7281,99	7,30	-27,61

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
4	48219,691	0,42	26972,06	560,53	6747,67	0,03
5	48219,691	0,42	26972,06	560,53	6747,67	0,03
6	48093,66	686,56	26972,06	0,42	6747,67	0,03
6LIQ	84,162	380,61	0,43	0,00	0,00	0,00
6VAP	48009,498	305,95	26971,62	0,42	6747,67	0,03
9	48093,66	686,56	26972,06	0,42	6747,67	0,03
10	48093,66	686,56	26972,06	0,42	6747,67	0,03
10LIQ	826,74	686,56	3,07	0,00	0,00	0,00
10VAP	47266,92	0,00	26968,98	0,42	6747,67	0,03
12	47266,92	0,00	26968,98	0,42	6747,67	0,03
13	47266,92	0,00	26968,98	0,42	6747,67	0,03
13LIQ	40946,174	0,00	3958,71	0,17	0,20	0,00
13VAP	6320,747	0,00	23010,27	0,24	6747,47	0,03
14	6320,747	0,00	23010,27	0,24	6747,47	0,03
16	6320,747	0,00	23010,27	0,24	6747,47	0,03
17	6320,747	0,00	23010,27	0,24	6747,47	0,03
19	6320,747	0,00	23010,27	0,24	6747,47	0,03
20	6320,747	0,00	23010,27	0,24	6747,47	0,03
21	40946,174	0,00	3958,71	0,17	0,20	0,00
22	40946,174	0,00	3958,71	0,17	0,20	0,00
23	56423,529	0,00	26969,99	0,42	12,36	0,00
24	56423,529	0,00	26969,99	0,42	12,36	0,00
25	56423,529	0,00	26969,99	0,42	12,36	0,00
26	56423,529	0,00	26969,99	0,42	12,36	0,00
27	56423,529	0,00	26969,99	0,42	12,36	0,00
28	412530,899	412686,55	0,00	4,16	123,59	848,65
28IN	427699,038	371397,07	26969,99	4,16	123,59	0,00
28OUT	412530,899	412686,55	0,00	4,16	123,59	0,00
29	371277,809	371417,90	0,00	3,74	111,24	0,00
30	41253,09	41268,66	0,00	0,42	12,36	0,00

31	41253,09	41268,66	0,00	0,42	12,36	0,00
32	41253,09	41268,66	0,00	0,42	12,36	0,00
B1	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B2	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B3	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B4	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B5	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B6	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B7	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B8	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B9	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	0	0,00	0,00	0,00	0,00	848,65
H2-1	0	0,00	0,00	0,00	0,00	848,65
H2-2	0	0,00	0,00	0,00	0,00	848,65
H2OHP	7584,199	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	7584,199	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N1	339,759	1925,30	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	693,356	0,23	1075,29	227,64	268,54	0,00
N3	693,356	0,23	1075,29	227,64	268,54	0,00
N6	1320,417	18,85	740,52	0,01	185,26	0,00
N7	1320,417	18,85	740,52	0,01	185,26	0,00
N8	1320,417	18,85	740,52	0,01	185,26	0,00
N10LIQHP	274,397	227,87	1,02	0,00	0,00	0,00
N10LIQLP	274,397	227,87	1,02	0,00	0,00	0,00
N10VAP	1028,27	0,00	586,70	0,01	146,79	0,00
N14	271,273	0,00	987,55	0,01	289,59	0,00
N15	271,273	0,00	987,55	0,01	289,59	0,00
N17	271,273	0,00	987,55	0,01	289,59	0,00
N18	271,273	0,00	987,55	0,01	289,59	0,00
N32	1611,231	1611,84	0,00	0,02	0,48	0,00
N32-0	1646,224	1646,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N33	1646,224	1646,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N34	3321,392	1646,22	1,03	0,00	0,00	0,00
N34LIQ	1728,763	1646,22	0,01	0,00	0,00	0,00
N34VAP	1592,628	0,00	1,02	0,00	0,00	0,00
N35	2003,161	1874,10	1,03	0,00	0,00	0,00
N36	2003,161	1874,10	1,03	0,00	0,00	0,00
N37	2003,161	1874,10	1,03	0,00	0,00	0,00
N38	3094,847	1885,41	1,03	0,00	0,00	0,00
N38LIQ	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N38VAP	1675,168	0,00	1,03	0,00	0,00	0,00
N39	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N40	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N41	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N42	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N43	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N44	1419,679	1885,41	0,01	0,00	0,00	0,00
N44LIQ	838,012	1885,41	0,00	0,00	0,00	0,00
N44VAP	581,667	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
N45	838,012	1885,41	0,00	0,00	0,00	0,00
N45LIQ	322,034	1880,21	0,00	0,00	0,00	0,00
N45VAP	515,977	5,20	0,00	0,00	0,00	0,00
N46	515,977	5,20	0,00	0,00	0,00	0,00
N47	515,977	5,20	0,00	0,00	0,00	0,00
N48	515,977	5,20	0,00	0,00	0,00	0,00
N49	322,034	1880,21	0,00	0,00	0,00	0,00

N50	322,034	1880,21	0,00	0,00	0,00	0,00
N51	838,012	1885,41	0,00	0,00	0,00	0,00
N51LIQ	327,992	1874,10	0,00	0,00	0,00	0,00
N51VAP	510,019	11,31	0,00	0,00	0,00	0,00
N52	1592,628	0,00	1,02	0,00	0,00	0,00
N53	1592,628	0,00	1,02	0,00	0,00	0,00
N54	1592,628	0,00	1,02	0,00	0,00	0,00
N55	581,667	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
NH2O	302,206	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	20,218	0,00	0,01	0,00	6735,31	0,03
O2-1	20,218	0,00	0,01	0,00	6735,31	0,03
O2-2	20,218	0,00	0,01	0,00	6735,31	0,03
S1	40169,838	40052,04	1,38	0,23	11,86	0,00
S2	47526,335	0,19	25896,76	332,90	6479,13	0,03
S3	47526,335	0,19	25896,76	332,90	6479,13	0,03
S6	46773,243	667,71	26231,54	0,41	6562,41	0,03
S7	46773,243	667,71	26231,54	0,41	6562,41	0,03
S10LIQHP	552,342	458,69	2,05	0,00	0,00	0,00
S10LIQLP	552,342	458,69	2,05	0,00	0,00	0,00
S10VAP	46238,651	0,00	26382,28	0,41	6600,88	0,03
S11	46238,651	0,00	26382,28	0,41	6600,88	0,03
S14	6049,473	0,00	22022,72	0,23	6457,88	0,03
S15	6049,473	0,00	22022,72	0,23	6457,88	0,03
S17	6049,473	0,00	22022,72	0,23	6457,88	0,03
S18	6049,473	0,00	22022,72	0,23	6457,88	0,03
S32	39641,859	39656,82	0,00	0,40	11,88	0,00
S33	39641,859	39656,82	0,00	0,40	11,88	0,00
S34	39641,859	39656,82	0,00	0,40	11,88	0,00
S35	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
S36	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
S37	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
S38	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
S39	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
S39LIQ	22076,647	40115,50	0,00	0,00	0,00	0,00
S39VAP	18117,554	0,00	2,05	0,40	11,88	0,00
S40	18117,554	0,00	2,05	0,40	11,88	0,00
S41	18117,554	0,00	2,05	0,40	11,88	0,00
S42	18117,554	0,00	2,05	0,40	11,88	0,00
S43	22076,647	40115,50	0,00	0,00	0,00	0,00
S44	22076,647	40115,50	0,00	0,00	0,00	0,00
S45	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
S46	40194,202	40115,51	2,05	0,40	11,88	0,00
SH2O	7281,992	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Stream	H2O	H2SO4	SO2	SO3	O2	H2
	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h
4	2676,60	0,00	421,01	7,00	210,87	0,01
5	2676,60	0,00	421,01	7,00	210,87	0,01
6	2669,60	7,00	421,01	0,01	210,87	0,01
6LIQ	4,67	3,88	0,01	0,00	0,00	0,00
6VAP	2664,93	3,12	421,01	0,01	210,87	0,01
9	2669,60	7,00	421,01	0,01	210,87	0,01
10	2669,60	7,00	421,01	0,01	210,87	0,01

10LIQ	45,89	7,00	0,05	0,00	0,00	0,00
10VAP	2623,71	0,00	420,96	0,01	210,87	0,01
12	2623,71	0,00	420,96	0,01	210,87	0,01
13	2623,71	0,00	420,96	0,01	210,87	0,01
13LIQ	2272,86	0,00	61,79	0,00	0,01	0,00
13VAP	350,86	0,00	359,17	0,00	210,87	0,01
14	350,86	0,00	359,17	0,00	210,87	0,01
16	350,86	0,00	359,17	0,00	210,87	0,01
17	350,86	0,00	359,17	0,00	210,87	0,01
19	350,86	0,00	359,17	0,00	210,87	0,01
20	350,86	0,00	359,17	0,00	210,87	0,01
21	2272,86	0,00	61,79	0,00	0,01	0,00
22	2272,86	0,00	61,79	0,00	0,01	0,00
23	3131,98	0,00	420,98	0,01	0,39	0,00
24	3131,98	0,00	420,98	0,01	0,39	0,00
25	3131,98	0,00	420,98	0,01	0,39	0,00
26	3131,98	0,00	420,98	0,01	0,39	0,00
27	3131,98	0,00	420,98	0,01	0,39	0,00
28	22898,95	4207,68	0,00	0,05	3,86	420,98
28IN	23740,90	3786,70	420,98	0,05	3,86	0,00
28OUT	22898,95	4207,68	0,00	0,05	3,86	0,00
29	20609,05	3786,91	0,00	0,05	3,48	0,00
30	2289,89	420,77	0,00	0,01	0,39	0,00
31	2289,89	420,77	0,00	0,01	0,39	0,00
32	2289,89	420,77	0,00	0,01	0,39	0,00
B1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B9	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	420,98
H2-1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	420,98
H2-2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	420,98
H2OHP	420,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2OLP	420,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N1	18,86	19,63	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	38,49	0,00	16,78	2,84	8,39	0,00
N3	38,49	0,00	16,78	2,84	8,39	0,00
N6	73,29	0,19	11,56	0,00	5,79	0,00
N7	73,29	0,19	11,56	0,00	5,79	0,00
N8	73,29	0,19	11,56	0,00	5,79	0,00
N10LIQHP	15,23	2,32	0,02	0,00	0,00	0,00
N10LIQLP	15,23	2,32	0,02	0,00	0,00	0,00
N10VAP	57,08	0,00	9,16	0,00	4,59	0,00
N14	15,06	0,00	15,42	0,00	9,05	0,00
N15	15,06	0,00	15,42	0,00	9,05	0,00
N17	15,06	0,00	15,42	0,00	9,05	0,00
N18	15,06	0,00	15,42	0,00	9,05	0,00
N32	89,44	16,43	0,00	0,00	0,02	0,00
N32-0	91,38	16,79	0,00	0,00	0,00	0,00
N33	91,38	16,79	0,00	0,00	0,00	0,00
N34	184,37	16,79	0,02	0,00	0,00	0,00

N34LIQ	95,96	16,79	0,00	0,00	0,00	0,00
N34VAP	88,40	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
N35	111,19	19,11	0,02	0,00	0,00	0,00
N36	111,19	19,11	0,02	0,00	0,00	0,00
N37	111,19	19,11	0,02	0,00	0,00	0,00
N38	171,79	19,22	0,02	0,00	0,00	0,00
N38LIQ	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N38VAP	92,99	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
N39	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N40	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N41	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N42	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N43	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N44	78,80	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N44LIQ	46,52	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N44VAP	32,29	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N45	46,52	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N45LIQ	17,88	19,17	0,00	0,00	0,00	0,00
N45VAP	28,64	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
N46	28,64	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
N47	28,64	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
N48	28,64	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
N49	17,88	19,17	0,00	0,00	0,00	0,00
N50	17,88	19,17	0,00	0,00	0,00	0,00
N51	46,52	19,22	0,00	0,00	0,00	0,00
N51LIQ	18,21	19,11	0,00	0,00	0,00	0,00
N51VAP	28,31	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00
N52	88,40	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
N53	88,40	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
N54	88,40	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
N55	32,29	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NH2O	16,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	1,12	0,00	0,00	0,00	210,49	0,01
O2-1	1,12	0,00	0,00	0,00	210,49	0,01
O2-2	1,12	0,00	0,00	0,00	210,49	0,01
S1	2229,77	408,36	0,02	0,00	0,37	0,00
S2	2638,11	0,00	404,23	4,16	202,48	0,01
S3	2638,11	0,00	404,23	4,16	202,48	0,01
S6	2596,31	6,81	409,45	0,01	205,08	0,01
S7	2596,31	6,81	409,45	0,01	205,08	0,01
S10LIQHP	30,66	4,68	0,03	0,00	0,00	0,00
S10LIQLP	30,66	4,68	0,03	0,00	0,00	0,00
S10VAP	2566,64	0,00	411,81	0,01	206,29	0,01
S11	2566,64	0,00	411,81	0,01	206,29	0,01
S14	335,80	0,00	343,76	0,00	201,82	0,01
S15	335,80	0,00	343,76	0,00	201,82	0,01
S17	335,80	0,00	343,76	0,00	201,82	0,01
S18	335,80	0,00	343,76	0,00	201,82	0,01
S32	2200,46	404,33	0,00	0,01	0,37	0,00
S33	2200,46	404,33	0,00	0,01	0,37	0,00
S34	2200,46	404,33	0,00	0,01	0,37	0,00
S35	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00
S36	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00
S37	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00
S38	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00
S39	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00

S39LIQ	1225,44	409,01	0,00	0,00	0,00	0,00
S39VAP	1005,68	0,00	0,03	0,01	0,37	0,00
S40	1005,68	0,00	0,03	0,01	0,37	0,00
S41	1005,68	0,00	0,03	0,01	0,37	0,00
S42	1005,68	0,00	0,03	0,01	0,37	0,00
S43	1225,44	409,01	0,00	0,00	0,00	0,00
S44	1225,44	409,01	0,00	0,00	0,00	0,00
S45	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00
S46	2231,12	409,01	0,03	0,01	0,37	0,00
SH2O	404,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

## **7.5 Investitionskostenrechnung**

### **7.5.1 Kosten für Anlagenbauteile des rein solaren 50 MW-Modells**



Wärmeübertrager	Druckverlust	Wärmestrom	Fläche	Typ	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
	warm/kalt						2004	2004				
	bar						\$	\$	k\$ 2006	k€ 2006	Installations Faktor	k€ 2006
C1	0	0	0,00				0	0	0	0	0	0
C2	0	56,99	1308,86	PlattenWÜ	2,8	1	90000	252000	255	202	4,8	970
C3	0	5,43	175,23	PlattenWÜ	2,8	1	21000	58800	59	47	4,8	226
C4	0	3,2	140,06	PlattenWÜ	2,8	1	18000	50400	51	40	4,8	194
C5	0	0	0,00				0	0	0	0	0	0
H2	0	0,36	7,04	PlattenWÜ	2,8	1	2800	7840	8	6	4,8	30
HXB	1,2/0	106,12	3228,15	PlattenWÜ	1	3	80000	240000	242	192	4,8	923
INTRCOOL	0	20,04	1295,18	PlattenWÜ	1	1	90000	90000	91	72	4,8	346
PRECOOLB	0	31,04	2037,17	PlattenWÜ	1	2	79000	158000	160	127	4,8	608
HX1	0,2/0,2	88,80	534,09	PlattenWÜ	2,8	1	50000	140000	141	112	4,8	539
HX2	0,1/0	8,54	134,39	PlattenWÜ	2,8	1	18000	50400	51	40	4,8	194
HX3	0,1/0	7,44	406,50	PlattenWÜ	2,8	1	39000	109200	110	88	4,8	420
HX4	0,1/0,01	2,82	51,62	PlattenWÜ	2,8	1	9000	25200	25	20	4,8	97
HX5	0,1/0,01	2,58	339,03	PlattenWÜ	2,8	1	34000	95200	96	76	4,8	366
HX6	0/0,01	3,85	64,68	PlattenWÜ	2,8	1	12000	33600	34	27	4,8	129
REACTORB	0	47,81	1131,58		1		89000	89000	90	71	4,8	342

Gefäße	Durchmesser	Höhe	Volumen	Material	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
							2004	2004				
							\$	\$	k\$ 2006	k€ 2006	Installations Faktor	k€ 2006
SEP1	3,45	10,36	97,08	Nickellegierung	4,5	2	60000	540000	545	433	3	1299
SEP2	2,91	8,72	57,83	Nickellegierung	4,5	1	40000	180000	182	144	3	433
SEP4	4,27	12,82	183,72	Nickellegierung	4,5	1	90000	405000	409	325	3	974
SO3-REAC	3,60	10,80	110,01	Nickellegierung	4,5	2	60000	540000	545	433	3	1299
O2SEP	2			Nickellegierung	4	8	2500	80000	81	64	3	192
H2SO4TNK			73010	Nickellegierung	4	1	1000000	4000000	4040	3206	3	9619
SO2TNK			141294	Nickellegierung	4	2	1000000	8000000	8080	6413	3	19238

Pumpen/Verdichter	elektr. Energie	Typ	Einheiten	Preis Motor	für compr	Preis compr	Preis 2004	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
				2004		2004		k\$ 2006	k€ 2006	Instalations Faktor	k€ 2006
	MW			\$		\$	\$				
COMP1	3,02	centrifugal turbo	1	170000	1,5	2000000	2255000	2278	1808	2	3615
COMP2	4,35	centrifugal turbo	1	200000	1,5	2800000	3100000	3131	2485	2	4970
COMP3	3,2	centrifugal turbo	1	180000	1,5	2100000	2370000	2394	1900	2	3800
COMP4	0,12	centrifugal turbo	1	9000	1,5	900000	913500	923	732	2	1465
COMP5	0,06	centrifugal turbo	1	3400	1,5	490000	495100	500	397	2	794
HPCMPRB	10,3	centrifugal turbo	2			3100000	6200000	6262	4970	2	9940
LPCMPRB	20,24	centrifugal turbo	4			3100000	12400000	12524	9940	2	19879
PUMP1	0,03	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		12000	42000	42	34	2	67
PUMP2	0,02	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		11000	38500	39	31	2	62
PUMP3	0,04	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		14000	49000	49	39	2	79
PUMP4	0	Zentrifugalpumpe	0	inklusive			0	0	0	2	0
TURB	0,03		8			11000	88000	89	71	2	141
TURBB	22,76		3,5			800000	2800000	2828	2244	2	4489

### **7.5.2 Kosten für Anlagenbauteile des rein solaren 290 MW-Modells**



Wärmeübertrager	Druckverlust	Wärmestrom	Fläche	Typ	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
	warm/kalt						2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Installations	k€
	bar	MW	m2				\$	\$	k\$ 2006	k€ 2006	Faktor	2006
C1	0	0	0,00					0	0	0	4,8	0
C2	0	331,61	7615,94	PlattenWÜ	2,8	4	120000	1344000	1357	1077	4,8	5171
C3	0	31,62	1020,38	PlattenWÜ	2,8	1	80000	224000	226	180	4,8	862
C4	0	18,61	814,52	PlattenWÜ	2,8	1	67000	187600	189	150	4,8	722
C5	0	0	0,00				0	0	0	0	4,8	0
H2	0	2,11	41,26		2,8	1	7700	21560	22	17	4,8	83
HXB	1,2/0	636,70	1574,93	PlattenWÜ	1	1	110000	110000	111	88	4,8	423
INTRCOOL	0	120,25	1295,18	PlattenWÜ	1	1	100000	100000	101	80	4,8	385
PRECOOLB	0	186,23	2037,17	PlattenWÜ	1	2	89000	178000	180	143	4,8	685
HX1	0,2/0,2	516,96	3109,31	PlattenWÜ	2,8	3	89000	747600	755	599	4,8	2876
HX2	0,1/0	49,71	781,95	PlattenWÜ	2,8	1	59000	165200	167	132	4,8	636
HX3	0,1/0	43,27	300,37	PlattenWÜ	2,8	1	30000	84000	85	67	4,8	323
HX4	0,1/0,01	16,39	300,04	PlattenWÜ	2,8	1	30000	84000	85	67	4,8	323
HX5	0,1/0,01	63,12	1972,63	PlattenWÜ	2,8	2	75000	420000	424	337	4,8	1616
HX6	0/0,01	22,4	376,3597	PlattenWÜ	2,8	1	5000	14000	14	11	4,8	54
REACTORB	0	588	13916,90		1	12	80000	960000	970	770	5	3694

Gefäße	Durchmesser	Höhe	Volumen	Material	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
							2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Installations	k€
	m	m	m³				\$	\$	k\$ 2006	k€ 2006	Faktor	2006
SEP1	4,17	10,36	141,22	Nickellegierung	4,5	4	71000	1278000	1291	1024	3	3073
SEP2	4,05	8,72	112,17	Nickellegierung	4,5	3	65000	877500	886	703	3	2110
SEP4	4,21	12,82	178,16	Nickellegierung	4,5	6	90000	2430000	2454	1948	3	5844
SO3-REAC	3,88	11,65	138,10	Nickellegierung	4,5	5	79000	1777500	1795	1425	3	4274
O2SEP	4			Nickellegierung	4	8	9000	288000	291	231	3	693
H2SO4TNK			411224	Nickellegierung	4	8	700000	22400000	22624	17956	3	53867
SO2TNK			795827	Nickellegierung	4	16	690000	44160000	44602	35398	3	106194

Pumpen/Verdichter	elektr. Energie	Typ	Einheiten	Preis Motor		Preis compr		Preis 2004	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
				2004	für compr	2004			k\$ 2006	k€ 2006	Installations Faktor	k€ 2006
	MW			\$		\$		\$				
COMP1	14,29	centrifugal turbo	2	370000	1,5	4700000		10510000	10615	8425	2	16849
COMP2	20,4	centrifugal turbo	3	310000	1,5	4200000		13995000	14135	11218	2	22436
COMP3	15,01	centrifugal turbo	2	400000	1,5	4700000		10600000	10706	8497	2	16994
COMP4	25,52	centrifugal turbo	4	330000	1,5	3800000		17180000	17352	13771	2	27543
COMP5	23,72	centrifugal turbo	4	280000	1,5	3700000		16480000	16645	13210	2	26420
HPCMPRB	126,6	centrifugal turbo	20	330000	1,5	3800000		85900000	86759	68856	2	137713
LPCMPRB	248,96	centrifugal turbo	40	320000	2	376000		34240000	34582	27446	2	54893
PUMP1	0,14	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		22000		77000	78	62	2	123
PUMP2	0,02	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		11000		38500	39	31	2	62
PUMP3	0,15	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		24000		84000	85	67	2	135
PUMP4	0,03	Zentrifugalpumpe	3,5	inklusive		13000		45500	46	36	2	73
TURB	0,16		8			32000		256000	258,56	205,21	2	410,41
TURBB	279,89		70			800000		56000000	56560	44889	2	89778

### **7.5.3 Kosten für Anlagenbauteile des rein nuklearen 50 MW-Modells**



Wärmeübertrager	Druckverlust	Wärmestrom	Fläche	Typ	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
	warm/kalt						2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Installations	k€
	bar	MW	m2				\$	\$	k\$ 2006	2006	Faktor	2006
C-0	0	0	0,00					0	0	0	4,8	0
C1	0	0	0,00	PlattenWÜ		1		0	0	0	4,8	0
C2	0	1,46	28,63	PlattenWÜ	2,8	1	6500	18200	18	15	4,8	70
C3	0	1,87	53,26	PlattenWÜ	2,8	1	9000	25200	25	20	4,8	97
C4	0	0,07	3,06	PlattenWÜ	2,8	1	1900	5320	5	4	4,8	20
C5	0	0						0	0	0	4,8	0
C6	0	10,83	340,23	PlattenWÜ	2,8	1	32000	89600	90	72	4,8	345
H2	0	2,15	49,98	PlattenWÜ	2,8	1	8900	24920	25	20	4,8	96
HX1	0,2/0	6,29	26,63	PlattenWÜ	2,8	1	5500	15400	16	12	4,8	59
HX2	0,1/0	1,4	37,58	PlattenWÜ	2,8	1	7200	20160	20	16	4,8	78
HX3	0,1/0	0,67	24,89	PlattenWÜ	2,8	1	5400	15120	15	12	4,8	58
HX4	0,1/0	0,59	11,59	PlattenWÜ	2,8	1	3800	10640	11	9	4,8	41
HX5	0,1/0	2,14	74,96	PlattenWÜ	2,8	1	10200	28560	29	23	4,8	110
HX6	0	1,93	187,46	PlattenWÜ	2,8	1	21000	58800	59	47	4,8	226
HX7	0	0,65	11,22	PlattenWÜ	2,8	1	3800	10640	11	9	4,8	41
HXB	1,2/0	26,11	845,63		1	1	65000	65000	66	52	4,8	250
INTRCOOL	0	4,93	318,62		1	1	2800	2800	3	2	4,8	11
PRECOOLB	0	7,48	490,92		1	1	3100	3100	3	2	4,8	12
REACTORB	0	24,12	570,88		1	1	7100	7100	7	6	4,8	27

Gefäße	Durchmesser	Höhe	Volumen	Material	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
							2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Installations	k€
	m	m	m³				\$	\$	k\$ 2006	2006	Faktor	2006
SEP1	1,55	4,66	8,82	Nickellegierung	4,5	1	110000	495000	500	397	3	1190
SEP2	1,42	4,26	6,73	Nickellegierung	4,5	1	70000	315000	318	253	3	758
SEP3	1,64	4,91	10,32	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEP4	1,70	5,09	11,48	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEP5	1,64	4,93	10,44	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEP6	1,73	5,19	12,19	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEP7	1,02	3,07	2,52	Nickellegierung	4,5	1	2800	12600	13	10	3	30
SO3-REAC	1,66	4,98	10,78	Nickellegierung	4,5	1	19000	85500	86	69	3	206
O2SEP	2			Nickellegierung	4	8	2500	80000	81	64	3	192
NUCLREC										10915	3	32745

Pumpen/Verdichter	elektr. Energie	Typ	Einheiten	Preis Motor	für compr	Preis compr	Preis 2004	Einkaufskosten		Installierte Kosten		
				2004		2004		2004	k\$ 2006	k€ 2006	Faktor	k€ 2006
	MW			\$		\$	\$					
COMP1	0,26	centrifugal turbo	1	17000	1,5	200000	225500		228	181	2	362
COMP2	0,83	centrifugal turbo	1	50000	1,5	590000	665000		672	533	2	1066
COMP3	0,63	centrifugal turbo	1	40000	1,5	460000	520000		525	417	2	834
COMP4	1,22	centrifugal turbo	1	80000	1,5	900000	1020000		1030	818	2	1635
COMP5	0,71	centrifugal turbo	1	45000	1,5	500000	567500		573	455	2	910
COMP6	0,7	centrifugal turbo	1	45000	1,5	500000	567500		573	455	2	910
HPCMPRB	5,19	centrifugal turbo	1			3000000	3000000		3030	2405	2	4810
LPCMPRB	10,21	centrifugal turbo	1			6000000	6000000		6060	4810	2	9619
PUMP1	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		0	0		0	0	2	0
PUMP2	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		0	0		0	0	2	0
PUMP3	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		0	0		0	0	2	0
PUMP4	0,01	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		9000	9000		9	7	2	14
PUMP5	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		0	0		0	0	2	0
PUMP6	0,01	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		9000	9000		9	7	2	14
TURB	0		8			1000	8000		8	6	2	13
TURBB	11,64		1			700000	700000		707	561	2	1122
Kernreaktor										36821	4	147284

#### **7.5.4 Kosten für Anlagenbauteile des rein nuklearen 300 MW-Modells**



Wärmeübertrager	Druckverlust	Wärmestrom	Fläche	Typ	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
	warm/kalt						2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Installations	k€
	bar	MW	m2				\$	\$			Faktor	2006
C-0	0	0	0,00					0	0	0	4,8	0
C1	0	0	0,00	PlattenWÜ				0	0	0	4,8	0
C2	0	8,28	162,37	PlattenWÜ	2,8		20000	56000	57	45	4,8	215
C3	0	11,3	321,82	PlattenWÜ	2,8		33000	92400	93	74	4,8	356
C4	0	0,39	17,07	PlattenWÜ	2,8		4200	11760	12	9	4,8	45
C5	0	0						0	0	0	4,8	0
C6	0	65,32	2052,08	PlattenWÜ	2,8		140000	392000	396	314	4,8	1508
H2	0	12,96	301,29	PlattenWÜ	2,8		30000	84000	85	67	4,8	323
HX1	0,2/0	37,89	160,41	PlattenWÜ	2,8		20000	56000	57	45	4,8	215
HX2	0,1/0	8,45	226,56	PlattenWÜ	2,8		23000	64400	65	52	4,8	248
HX3	0,1/0	4,06	150,05	PlattenWÜ	2,8		17000	47600	48	38	4,8	183
HX4	0,1/0	3,55	69,85	PlattenWÜ	2,8		10300	28840	29	23	4,8	111
HX5	0,1/0	12,90	451,94	PlattenWÜ	2,8		41000	114800	116	92	4,8	442
HX6	0	14,83	1440,41	PlattenWÜ	2,8		100000	280000	283	224	4,8	1077
HX7	0	3,92	67,66	PlattenWÜ	2,8		10100	28280	29	23	4,8	109
HXB	1,2/0	156,04	4807,63		3		110000	330000	333	265	4,8	1270
INTRCOOL	0	29,45	1903,35		1		140000	140000	141	112	4,8	539
PRECOOLB	0	45,29	2972,40		2		102000	204000	206	164	4,8	785
REACTORB	0	143,97	3407,51		2		130500	261000	264	209	4,8	1004

Gefäße	Durchmesser	Höhe	Volumen	Material	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
							2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Installations	k€
	m	m	m³				\$	\$			Faktor	2006
SEP1	3,81	11,44	130,56	Nickellegierung	4,5	1	70000	315000	318	253	3	758
SEP2	3,48	10,45	99,61	Nickellegierung	4,5	1	61000	274500	277	220	3	660
SEP3	4,02	12,05	152,83	Nickellegierung	4,5	1	80000	360000	364	289	3	866
SEP4	2,94	8,83	60,09	Nickellegierung	4,5	2	49000	441000	445	354	3	1061
SEP5	4,03	12,10	154,61	Nickellegierung	4,5	1	80000	360000	364	289	3	866
SEP6	3,00	9,01	63,83	Nickellegierung	4,5	2	50000	450000	455	361	3	1082
SEP7	2,51	7,53	37,29	Nickellegierung	4,5	1	33000	148500	150	119	3	357
SO3-REAC	4,08	12,23	159,66	Nickellegierung	4,5	1	80000	360000	364	289	3	866
O2SEP	4			Nickellegierung	4	8	9000	288000	291	231	3	693
NUCLREC										32037	3	96111

Pumpen/Verdichter	elektr. Energie	Typ	Einheiten	Preis Motor	für compr	Preis compr	Preis 2004	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
				2004		2004		2004	k\$ 2006	k€ 2006	Instalations Faktor
	MW			\$		\$	\$				
COMP1	1,57	centrifugal turbo	1	90000	1,5	1000000	1135000	1146	910	2	1820
COMP2	4,99	centrifugal turbo	1	270000	1,5	3000000	3405000	3439	2729	2	5459
COMP3	3,82	centrifugal turbo	1	210000	1,5	2100000	2415000	2439	1936	2	3872
COMP4	7,35	centrifugal turbo	1	340000	1,5	4100000	4610000	4656	3695	2	7391
COMP5	4,26	centrifugal turbo	1	250000	1,5	3700000	4075000	4116	3266	2	6533
COMP6	4,22	centrifugal turbo	1	250000	1,5	3700000	4075000	4116	3266	2	6533
HPCMPRB	30	centrifugal turbo	3			5000000	15000000	15150	12024	2	24048
LPCMPRB	59,78	centrifugal turbo	6			5000000	30000000	30300	24048	2	54829
PUMP1	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusive			0	0	0	2	0
PUMP2	0,01	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		9000	9000	9	7	2	14
PUMP3	0,01	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		9000	9000	9	7	2	14
PUMP4	0,04	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		16000	16000	16	13	2	26
PUMP5	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusive			0	0	0	2	0
PUMP6	0,03	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		14000	14000	14	11	2	22
TURB	0,03		8			11000	88000	88,88	70,54	2	141,08
TURBB	68,83		7			600000	4200000	4242	3367	2	6733
Kernreaktor									107891	5	539456

### **7.5.5 Kosten für Anlagenbauteile des hybriden 100 MW-Modells**



Wärmeübertrager	Druckverlust	Wärmestrom	Fläche	Typ	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
	warm/kalt						2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Instalations Faktor	k€ 2006
	bar	MW	m2				\$	\$				
C1	0	0,11	0,00				0	0	0	0	0	0
C2	0	69,68	1600,31	PlattenWÜ	2,8	1	252000	252000	255	202	4,8	970
C3	0	6,81	219,76	PlattenWÜ	2,8	1	61600	61600	62	49	4,8	237
C4	0	3,91	171,13	PlattenWÜ	2,8	1	56000	56000	57	45	4,8	215
C5	0	0	0,00				0	0	0	0	4,8	0
CN1	0	1,16	39,05	PlattenWÜ	2,8	1	22400	22400	23	18	4,8	86
HN1	0	0					0	0	0	0	0	0
HN2	0	0,18	4,38	PlattenWÜ	2,8	1	5880	5880	6	5	4,8	23
HS1	0	0,45	8,80	PlattenWÜ	2,8	1	8680	8680	9	7	4,8	33
HXB	1,2/0	51,77	1574,93	PlattenWÜ	1	1	102000	102000	103	82	4,8	392
INTRCOOL	0	9,78	632,08	PlattenWÜ	1	1	55000	55000	56	44	4,8	212
PRECOOLB	0	15,14	993,65	PlattenWÜ	1	1	75000	75000	76	60	4,8	289
NHX1	0,2/0,2	0,53	2,24	PlattenWÜ	2,8	1	5320	5320	5	4	4,8	20
NHX2	0,1/0	0,07	1,86	PlattenWÜ	2,8	1	5040	5040	5	4	4,8	19
NHX3	0,1/0	0,03	1,09	PlattenWÜ	2,8	1	3360	3360	3	3	4,8	13
NHX4	0,1/0,01	0,05	0,96	PlattenWÜ	2,8	1	3080	3080	3	2	4,8	12
NHX5	0,1/0,01	0,17	6,09	PlattenWÜ	2,8	1	7840	7840	8	6	4,8	30
NHX6	0/0,01	0,17	6,78	PlattenWÜ	2,8	1	8120	8120	8	7	4,8	31
NHX7	0,1/0	0,05	0,92	PlattenWÜ	2,8	1	7700	7700	8	6	4,8	30
SHX1	0,2/0,2	108,42	652,10	PlattenWÜ	2,8	1	148400	148400	150	119	4,8	571
SHX2	0,1/0	10,61	166,93	PlattenWÜ	2,8	1	56000	56000	57	45	4,8	215
SHX3	0,1/0	9,02	387,78	PlattenWÜ	2,8	1	109200	109200	110	88	4,8	420
SHX4	0,1/0	3,44	63,03	PlattenWÜ	2,8	1	2800	2800	3	2	4,8	11
SHX5	0,1/0	13,25	414,24	PlattenWÜ	2,8	1	106400	106400	107	85	4,8	409
SHX6	0,1/0	4,67	78,87	PlattenWÜ	2,8	1	30800	30800	31	25	4,8	119
REACTORB	0	47,81	1131,58		1	1	75000	75000	76	60	4,8	289

Gefäße	Durchmesser	Höhe	Volumen	Material	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
							2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	k€ 2006	Installations Faktor
	m	m	m³				\$	\$				
SEP1	3,83	11,48	132,17	Nickellegierung	4,5	2	70000	630000	636	505	3	1515
SEP2	3,24	9,71	79,96	Nickellegierung	4,5	1	66000	297000	300	238	3	714
SEPN34	0,49	1,46	0,27	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEPN38	0,50	1,51	0,30	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEPN44	0,52	1,57	0,34	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEPN45	0,50	1,50	0,29	Nickellegierung	4,5	1	3500	15750	16	13	3	38
SEPN51	0,29	0,88	0,06	Nickellegierung	4,5	1	2800	12600	13	10	3	30
SEPS39	3,33	10,00	87,34	Nickellegierung	4,5	2	52000	468000	473	375	3	1125
SO3-REAC	4,00	12,00	150,77	Nickellegierung	4,5	2	80000	720000	727	577	3	1731
O2SEP	2			Nickellegierung	4	8	2500	80000	81	64	3	192
H2SO4TNK			16358	Nickellegierung	4	2	210000	1680000	1697	1347	3	4040
SO2TNK			31658	Nickellegierung	4	2	200000	1600000	1616	1283	3	3848
NUCLREC										2467	3	7400

Pumpen/Verdichter	elektr. Energie	Typ	Einheiten	Preis Motor	für compr	Preis compr	Preis 2004	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
				2004		2004		k\$ 2006	k€ 2006	k€ 2006	Installations Faktor
	MW			\$		\$	\$				
COMP1	3,02	centrifugal turbo	1	180000	1,5	2000000	2270000	2293	1820	2	3639
COMP2	4,35	centrifugal turbo	1	210000	1,5	2300000	2615000	2641	2096	2	4192
COMP3	3,2	centrifugal turbo	1	190000	1,5	2002000	2287000	2310	1833	2	3666
COMPN1	0,12	centrifugal turbo	1	9000	1,5	100300	113800	115	91	2	182
COMPN2	0,06	centrifugal turbo	1	700	1,5	55000	56050	57	45	2	90
COMPN3	0,06	centrifugal turbo	1	700	1,5	55000	56050	57	45	2	90
COMPS1	5,33	centrifugal turbo	1	305000	1,5	3200000	3657500	3694	2932	2	5864
COMPS2	4,99	centrifugal turbo	1	290000	1,5	3100000	3535000	3570	2834	2	5667
HPCMPRB	10,3	centrifugal turbo	1	520000	1,5	6000000	6780000	6848	5435	2	10870
LPCMPRB	20,24	centrifugal turbo	1	779879	2	8998606	10168424	10270	8151	2	16302
PUMP1	0,03	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv		13000	13000	13	10	2	21
PUMP2	0,02	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv		12000	12000	12	10	2	19
PUMP3	0,04	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv		15000	15000	15	12	2	24
PUMPN1	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv			100	0	0	2	0
PUMPN2	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv			100	0	0	2	0
PUMPN3	0	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv			100	0	0	2	0
PUMPS1	0,01	Zentrifugalpumpe	1	inklusiv		9000	9000	9	7	2	14
TURB	0,03		8			11000	88000	89	71	2	141
TURBB	22,76		3,5			400000	1400000	1414	1122	2	2244
Kernreaktor	50								36821	4	147284

### **7.5.6 Kosten für Anlagenbauteile des hybriden 590 MW-Modells**



Wärmeübertrager	Druckverlust	Wärmestrom	Fläche	Typ	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
	warm/kalt						2004	2004	k\$ 2006	k€	Installations	
	bar						\$	\$	2006	2006	Faktor	k€
	MW	m2										
C1	0	0	0,00				0	0	0	0	4,8	0
C2	0	417,84	9596,35	PlattenWÜ	2,8	5	120000	1680000	1697	1347	4,8	6464
C3	0	41,15	1327,91	PlattenWÜ	2,8	1	100000	280000	283	224	4,8	1077
C4	0	23,43	1025,49	PlattenWÜ	2,8	1	85000	238000	240	191	4,8	916
C5	0	0	0,00					0	0	0	4,8	0
CN1	0	9,03	303,99	PlattenWÜ	2,8	1	30000	84000	85	67	4,8	323
HN1	0	0						0	0	0	4,8	0
HN2	0	2,84	69,13	PlattenWÜ	2,8	1	10500	29400	30	24	4,8	113
HS1	0	1,41	27,57	PlattenWÜ	2,8	1	6200	17360	18	14	4,8	67
HXB	1,2/0	304,99	9277,74	PlattenWÜ	1	5	119000	595000	601	477	4,8	2289
INTRCOOL	0	57,6	3722,67	PlattenWÜ	1	3	90000	270000	273	216	4,8	1039
PRECOOLB	0	89,21	5854,89	PlattenWÜ	1	5	90000	450000	455	361	4,8	1731
NHX1	0,2/0,2	4,45	18,84	PlattenWÜ	2,8	1	5000	14000	14	11	4,8	54
NHX2	0,1/0	0,58793578	15,62	PlattenWÜ	2,8	1	4200	11760	12	9	4,8	45
NHX3	0,1/0	0,25	9,26	PlattenWÜ	2,8	1	3100	8680	9	7	4,8	33
NHX4	0,1/0,01	0,43	8,33	PlattenWÜ	2,8	1	3000	8400	8	7	4,8	32
NHX5	0,1/0,01	1,46	53,16	PlattenWÜ	2,8	1	9000	25200	25	20	4,8	97
NHX6	0/0,01	0,67	26,73	PlattenWÜ	2,8	1	6900	19320	20	15	4,8	74
NHX7	0,1/0	0,44	7,51	PlattenWÜ	2,8	1	3000	8400	8	7	4,8	32
SHX1	0,2/0,2	650,48	3912,38	PlattenWÜ	2,8	4	79000	884800	894	709	4,8	3404
SHX2	0,1/0	64,07	1008,27	PlattenWÜ	2,8	1	81000	226800	229	182	4,8	873
SHX3	0,1/0	54,47	2340,81	PlattenWÜ	2,8	2	82000	459200	464	368	4,8	1767
SHX4	0,1/0	20,64	378,07	PlattenWÜ	2,8	1	36000	100800	102	81	4,8	388
SHX5	0,1/0	79,51	2483,51	PlattenWÜ	2,8	3	65000	546000	551	438	4,8	2101
SHX6	0,1/0	28,02	481,66	PlattenWÜ	2,8	1	38000	106400	107	85	4,8	409
REACTORB	0	281,66	6666,39	PlattenWÜ	1	7	79900	559300	565	448	4,8	2152

Gefäße	Durchmesser	Höhe	Volumen	Material	BM Faktor	Einheiten	Einzelpreis	Preis	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
							2004	2004	k\$ 2006	k€ 2006	Instalations Faktor	k€ 2006
							\$	\$				
SEP1	4,00	12,01	151,13	Nickellegierung	4,5	11	80000	3960000	4000	3174	3	9523
SEP2	3,98	11,93	148,31	Nickellegierung	4,5	4	79000	1422000	1436	1140	3	3420
SEPN34	1,41	4,22	6,56	Nickellegierung	4,5	1	17000	76500	77	61	3	184
SEPN38	1,45	4,35	7,20	Nickellegierung	4,5	1	17000	76500	77	61	3	184
SEPN44	1,31	3,93	5,31	Nickellegierung	4,5	1	17000	76500	77	61	3	184
SEPN45	1,43	4,28	6,85	Nickellegierung	4,5	1	17000	76500	77	61	3	184
SEPN51	0,84	2,53	1,42	Nickellegierung	4,5	1	7000	31500	32	25	3	76
SEPS39	4,09	12,26	160,66	Nickellegierung	4,5	8	80000	2880000	2909	2309	3	6926
SO3-REAC	4,00	12,00	150,66	Nickellegierung	4,5	12	80000	4320000	4363	3463	3	10389
O2SEP	4			Nickellegierung	4	8	9000	288000	291	231	3	693
H2SO4TNK			93791	Nickellegierung	4	2	700000	5600000	5656	4489	3	13467
SO2TNK			181510	Nickellegierung	4	3	800000	9600000	9696	7695	3	23086
NUCLREC										8860	3	26580

Pumpen/Verdichter	elektr. Energie	Typ	Einheiten	Preis Motor	für compr	Preis compr	Preis 2004	Einkaufskosten		Installierte Kosten	
				2004		2004		k\$ 2006	k€ 2006	Instalations Faktor	k€ 2006
				\$		\$					
COMP1	18,18	centrifugal turbo	3	310000	1,5	3600000	12195000	12317	9775	2	19551
COMP2	26,27	centrifugal turbo	4	330000	1,5	3700000	16780000	16948	13451	2	26901
COMP3	19,34	centrifugal turbo	3	330000	1,5	3700000	12585000	12711	10088	2	20176
COMPN1	0,78	centrifugal turbo	1	50000	1,5	600000	675000	682	541	2	1082
COMPN2	0,48	centrifugal turbo	1	32000	1,5	370000	418000	422	335	2	670
COMPN3	0,48	centrifugal turbo	1	32000	1,5	370000	418000	422	335	2	670
COMPS1	32,98	centrifugal turbo	4	400000	1,5	5000000	22400000	22624	17956	2	35911
COMPS2	29,93	centrifugal turbo	4	390000	1,5	4600000	20740000	20947	16625	2	33250
HPCMPRB	60,65	centrifugal turbo	8	390000	1,5	4600000	41480000	41895	33250	2	66500
LPCMPRB	119,26	centrifugal turbo	15	400000	2	5000000	84000000	84840	67333	2	134667
PUMP1	0,17	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		30000	30000	30	24	2	48
PUMP2	0,08	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		21000	21000	21	17	2	34
PUMP3	0,2	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		31000	31000	31	25	2	50
PUMPN1	0	Zentrifugalpumpe	0	inklusive		0	0	0	0	2	0
PUMPN2	0	Zentrifugalpumpe	0	inklusive		0	0	0	0	2	0
PUMPN3	0,01	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		8900	8900	9	7	2	14
PUMPS1	0,03	Zentrifugalpumpe	1	inklusive		13000	13000	13	10	2	21
TURB	0,21		8			40000	320000	323	257	2	513
TURBB	134,07		35			600000	21000000	21210	16833	2	33667
Kernreaktor									107891	5	539456

## 7.5.7 Nebenrechnung für die rein solaren Anlagenmodelle

50 MW

Wärmeübertragerflächen:

Bezeichnung	HX1	C2	C3	C4	H2	HXB
A in m <sup>2</sup>	534,0878306	1308,864423	175,2266462	140,0578799	7,039714794	3228,149699
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850
Q in W	88.798.592	56.990.000	5.430.000	3.200.000	360.000	106.120.000
LMDT	195,6025314	51,22536576	36,45698546	26,87964351	60,16286514	38,67449483
deltaTh	718,9	58	67	40	133	38,65
deltaTc	20,2	45	17	17	20,5	38,699
Th,h	1200	88	97	70	210	529,65
Th,c	481,1	30	30	30	77	491
Tc,h	177	70	42	42	97	139,986
Tc,c	156,8	25	25	25	76,5	101,287

Bezeichnung	INTRCOOL	PRECOOLB	REACTORB
A in m <sup>2</sup>	1295,180349	2037,169363	1131,576862
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850
Q in W	20.040.000	31.040.000	47.810.000
LMDT	18,20323371	17,92568047	49,70679476
deltaTh	20,6	20	100
deltaTc	16	16	20
Th,h	99,6	140	950
Th,c	79	120	850
Tc,h	26	26	510
Tc,c	10	10	490

Separator Auslegung:

Bezeichnung	ro g	ro l	u	Vg	Mg	Durchmesser	Einheiten
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	m/s	kmol/s	kg/kmol		
SEP1	0,704978233	1032,343626	3,825392023	1,023416424	24,6891346	3,453888841	2
SEP2	1,10286446	994,8042755	3,001697215	0,560961303	39,14584433	2,906162076	1
SEP4	0,059888011	1072,400599	13,38124286	0,637400144	18,0220497	4,272135895	1
SO3-REAC	0,616934802	1017,968813	4,060840769	1,032701482	24,70469904	3,600846663	2

290 MW

Wärmeübertragerflächen:

Bezeichnung	HX1	C2	C3	C4	H2	HXB
A in m <sup>2</sup>	3109,313944	7615,941945	1020,380581	814,5241078	41,2605506	19368,2898
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850
Q in W	516.961.227	331.610.000	31.620.000	18.610.000	2.110.000	636.700.000
LMDT	195,6025314	51,22536576	36,45698546	26,87964351	60,16286514	38,67449483
deltaTh	718,9	58	67	40	133	38,65
deltaTc	20,2	45	17	17	20,5	38,699
Th,h	1200	88	97	70	210	529,65
Th,c	481,1	30	30	30	77	491
Tc,h	177	70	42	42	97	139,986
Tc,c	156,8	25	25	25	76,5	101,287

Bezeichnung	INTRCOOL	PRECOOLB	REACTORB
A in m <sup>2</sup>	7771,728393	12222,35987	13916,9043
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850
Q in W	120.250.000	186.230.000	588.000.000
LMDT	18,20323371	17,92568047	49,70679476
deltaTh	20,6	20	100
deltaTc	16	16	20
Th,h	99,6	140	950
Th,c	79	120	850
Tc,h	26	26	510
Tc,c	10	10	490

Separator Auslegung:

Bezeichnung	ro g	ro l	u	Vg	Mg	Durchmesser	Einheiten
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	m/s	kmol/s	kg/kmol	m	
SEP1	0,704978233	1032,343626	3,825392023	1,488733506	24,6891346	4,16572548	4
SEP2	1,10286446	994,8042755	3,001697215	1,088018351	39,14584433	4,047356781	3
SEP4	0,059888011	1072,400599	13,38124286	0,618138052	18,0220497	4,207089197	6
SO3-REAC	0,616934802	1017,968813	4,060840769	1,201792164	24,70469904	3,884471253	5

## 7.5.8 Nebenrechnung für die rein nuklearen Anlagenmodelle

50MW

Wärmeübertragerflächen:

Bezeichnung	C2	C3	C4	C6	H2	HX1	HX6
A in m <sup>2</sup>	28,62986281	53,25712288	3,063766123	340,23314	49,98171698	26,6299567	187,4568868
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850	850
Q in W	1.460.000	1.870.000	70.000	10.830.000	2.150.000	6.290.000	1.930.000
LMDT	59,99494549	41,30902837	26,87964351	37,44836988	50,60674017	277,8825398	12,11258906
deltaTh	78	82	40	70	79	686,1	24
deltaTc	45	17	17	17	30	76,5	5
Th,h	108	112	70	100	210	850	121
Th,c	30	30	30	30	131	163,9	97
Tc,h	70	42	42	42	155	178,8	100
Tc,c	25	25	25	25	125	102,3	95

Bezeichnung	HX7	HXB	INTRCOOL	PRECOOLB	REACTORB
A in m <sup>2</sup>	11,2193472	794,2611066	318,6247067	490,9158129	570,8770948
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850
Q in W	650.000	26.110.000	4.930.000	7.480.000	24.120.000
LMDT	68,15957011	38,67449483	18,20323371	17,92568047	49,70679476
deltaTh	163	38,65	20,6	20	100
deltaTc	20	38,699	16	16	20
Th,h	368	529,65	99,6	140	950
Th,c	205	491	79	120	850
Tc,h	183	139,986	26	26	510
Tc,c	163	101,287	10	10	490

Separator Auslegung:

Bezeichnung	ro g	ro l	u	Vg	Mg	Durchmesser	Einheiten
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	m/s	kmol/s	kg/kmol	m	
SEP1	0,914252523	1048,293863	3,38469059	0,162393204	36,07307146	1,552522756	1
SEP2	1,122866567	995,6893205	2,976136374	0,132559656	39,84894097	1,418661051	1
SEP3	0,553584616	1026,670082	4,305328842	0,277943011	18,03018083	1,636205352	1
SEP4	0,533284237	1025,525168	4,384103917	0,292689667	18,02955282	1,695240965	1
SEP5	0,063452074	1066,741828	12,96563625	0,096766702	18,01555523	1,642562961	1
SEP6	0,050144115	1104,858818	14,84340556	0,096283865	18,16321495	1,729622866	1
SEP7	0,43553067	1042,24077	4,890844969	0,095355983	18,34008105	1,022417647	1
SO3-REAC	0,834788964	1050,588883	3,546136421	0,191588951	33,44425275	1,660102748	1

300 MW

Wärmeübertragerflächen:

Bezeichnung	C2	C3	C4	C6	H2	HX1	HX6
A in m <sup>2</sup>	162,3666192	321,8211169	17,06955411	2052,080213	301,2851405	160,4147948	1440,407063
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850	850
Q in W	8.280.000	11.300.000	390.000	65.320.000	12.960.000	37.890.000	14.830.000
LMDT	59,99494549	41,30902837	26,87964351	37,44836988	50,60674017	277,8825398	12,11258906
deltaTh	78	82	40	70	79	686,1	24
deltaTc	45	17	17	17	30	76,5	5
Th,h	108	112	70	100	210	850	121
Th,c	30	30	30	30	131	163,9	97
Tc,h	70	42	42	42	155	178,8	100
Tc,c	25	25	25	25	125	102,3	95

Bezeichnung	HX7	HXB	INTRCOOL	PRECOOLB	REACTORB
A in m <sup>2</sup>	67,66129391	4746,706361	1903,346371	2972,403364	3407,511415
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850
Q in W	3.920.000	156.040.000	29.450.000	45.290.000	143.970.000
LMDT	68,15957011	38,67449483	18,20323371	17,92568047	49,70679476
deltaTh	163	38,65	20,6	20	100
deltaTc	20	38,699	16	16	20
Th,h	368	529,65	99,6	140	950
Th,c	205	491	79	120	850
Tc,h	183	139,986	26	26	510
Tc,c	163	101,287	10	10	490

Separator Auslegung:

Bezeichnung	ro g	ro l	u	Vg	Mg	Durchmesser	Einheiten
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	m/s	kmol/s	kg/kmol	m	
SEP1	0,914252523	1048,293863	3,38469059	0,979225164	36,07307146	3,812372536	1
SEP2	1,122866567	995,6893205	2,976136374	0,799330851	39,84894097	3,483663913	1
SEP3	0,553584616	1026,670082	4,305328842	1,675988269	18,03018083	4,01786571	1
SEP4	0,533284237	1025,525168	4,384103917	0,882455075	18,02955282	2,943567818	2
SEP5	0,063452074	1066,741828	12,96563625	0,583499824	18,01555523	4,03347548	1
SEP6	0,050144115	1104,858818	14,84340556	0,29029369	18,16321495	3,003263639	2
SEP7	0,43553067	1042,24077	4,890844969	0,574992174	18,34008105	2,510645129	1
SO3-REAC	0,834788964	1050,588883	3,546136421	1,155444587	33,44425275	4,076845938	1

## 7.5.9 Nebenrechnung für die hybriden Anlagenmodelle

100 MW

Wärmeübertragerflächen:

Bezeichnung	NHX1	NHX6	SHX1	C2	C3	C4	CN1
A in m <sup>2</sup>	2,243859626	6,782805799	652,1027119	1600,310107	219,7593851	171,133222	39,05018039
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850	850
Q in W	530.000	170.000	108.420.000	69.680.000	6.810.000	3.910.000	1.160.000
LMDT	277,8825398	29,48632261	195,6025314	51,22536576	36,45698546	26,87964351	34,9474924
deltaTh	686,1	28,4	718,9	58	67	40	62,5
deltaTc	76,5	30,6	20,2	45	17	17	17
Th,h	850	120,9	1200	88	97	70	92,5
Th,c	163,9	92,5	481,1	30	30	30	30
Tc,h	178,8	116	177	70	42	42	42
Tc,c	102,3	85,4	156,8	25	25	25	25

Bezeichnung	HS1	HN2	HXB	INTRCOOL	PRECOOLB	REACTORB
A in m <sup>2</sup>	8,799643492	4,381210161	1574,96006	632,0790327	993,6451079	1131,576862
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850
Q in W	450.000	180.000	51.774.167	9.780.000	15.140.000	47.810.000
LMDT	60,16286514	48,33475184	38,67449483	18,20323371	17,92568047	49,70679476
deltaTh	133	83	38,65	20,6	20	100
deltaTc	20,5	25	38,699	16	16	20
Th,h	210	210	529,65	99,6	140	950
Th,c	77	127	491	79	120	850
Tc,h	97	147	139,986	26	26	510
Tc,c	76,5	122	101,287	10	10	490

Separator Auslegung:

Bezeichnung	ro g	ro l	u	Vg	Mg	Durchmesser	Einheiten
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	m/s	kmol/s	kg/kmol	m	
SEP1	0,706892407	1032,427835	3,820361544	1,25546089	24,75632883	3,827990789	2
SEP2	1,103193107	994,8189021	3,001271664	0,696122458	39,15739797	3,237623702	
SEPN34	0,553476886	1026,64953	4,305704927	0,024571211	18,02345665	0,486424578	
SEPN38	0,538456835	1026,576946	4,365222441	0,025874982	18,02310863	0,502610205	
SEPN44	0,063529912	1066,944008	12,95891844	0,009818387	18,01543213	0,52302684	
SEPN45	0,050144991	1104,83061	14,84308641	0,007997321	18,16307362	0,498478132	
SEPN51	0,435530622	1042,253082	4,890874143	0,007922917	18,34007901	0,294710501	
SEPS39	0,06046525	1072,20396	13,3159922	0,390090272	18,0221039	3,334269292	2
SO3-REAC	0,618340741	1018,120463	4,056521022	1,272734993	24,7633811	3,999799539	2

590 MW

Wärmeübertragerflächen:

Bezeichnung	NHX1	NHX6	SHX1	C2	C3	C4	CN1
A in m <sup>2</sup>	18,83995347	26,73223462	3912,375688	9596,34867	1327,91464	1025,486289	303,985456
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850	850
Q in W	4.450.000	670.000	650.480.000	417.840.000	41.150.000	23.430.000	9.030.000
LMDT	277,8825398	29,48632261	195,6025314	51,22536576	36,45698546	26,87964351	34,9474924
deltaTh	686,1	28,4	718,9	58	67	40	62,5
deltaTc	76,5	30,6	20,2	45	17	17	17
Th,h	850	120,9	1200	88	97	70	92,5

Th,c	163,9	92,5	481,1	30	30	30	30
Tc,h	178,8	116	177	70	42	42	42
Tc,c	102,3	85,4	156,8	25	25	25	25

Bezeichnung	HS1	HN2	HXB	INTRCOOL	PRECOOLB	REACTORB
A in m <sup>2</sup>	27,57221628	69,12576031	9277,736304	3722,674057	5854,893004	6666,386506
U in W/m <sup>2</sup> K	850	850	850	850	850	850
Q in W	1.410.000	2.840.000	304.990.000	57.600.000	89.210.000	281.660.000
LMDT	60,16286514	48,33475184	38,67449483	18,20323371	17,92568047	49,70679476
deltaTh	133	83	38,65	20,6	20	100
deltaTc	20,5	25	38,699	16	16	20
Th,h	210	210	529,65	99,6	140	950
Th,c	77	127	491	79	120	850
Tc,h	97	147	139,986	26	26	510
Tc,c	76,5	122	101,287	10	10	490

Separator Auslegung:

Bezeichnung	ro g	ro l	u	Vg	Mg	Durchmesser	Einheiten
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	m/s	kmol/s	kg/kmol	m	
SEP1	0,707653016	1032,472377	3,818388882	1,372109596	24,78304255	4,002916327	11
SEP2	1,103193107	994,8189021	3,001271664	1,050860208	39,15739797	3,97791979	4
SEPN34	0,553476886	1026,64953	4,305704927	0,205518056	18,02345665	1,406783342	1
SEPN38	0,538456835	1026,576946	4,365222441	0,215645	18,02310863	1,450978473	1
SEPN44	0,063529912	1066,944008	12,95891844	0,061698333	18,01543213	1,311114473	1
SEPN45	0,050144991	1104,83061	14,84308641	0,065588333	18,16307362	1,427536243	1
SEPN51	0,435530622	1042,253082	4,890874143	0,064959444	18,34007901	0,84386742	1
SEPS39	0,06046525	1072,20396	13,3159922	0,585631701	18,0221039	4,08536065	8
SO3-REAC	0,618340741	1018,120463	4,056521022	1,272075532	24,7633811	3,998763167	12

## 7.5.10 Investitionskostenanteile des Kernreaktors

Posten	Kosten				
	3000	3000	3000	300	50 MW
	MW	MW	MW	MW	
	k\$ 1974	k\$ 2006	k€ 2006	k€ 2006	k€ 2006
Land und Landrechte	800	1701	1350	339	116
Einrichtungen	2515	5348	4244	1066	364
Reaktorgebäude	16196	34438	27332	6865	2343
Reaktorzusatzgebäude	25009	53177	42204	10601	3618
Kontroll- und Elektrikgebäude	4065	8643	6860	1723	588
Diesel-Notgeneratorgebäude	1932	4108	3260	819	279
Administrationsgebäude	851	1809	1436	361	123
Heliumtankgebäude	180	383	304	76	26
Reaktor Ausrüstung	63401	134811	106992	26875	9172
Wärmeübertragungssystem	73844	157016	124616	31302	10683
Notkühlsystem	4965	10557	8379	2105	718
Aufbereitung des radioaktiven Abfalls	2332	4959	3935	989	337
Nuklearbrennstoff: Verarbeitung und Speicher	13213	28095	22298	5601	1911
Weitere Kraftwerkskomponenten	12057	25637	20347	5111	1744
Kontrollinstrumente	8796	18703	14844	3729	1272
Schaltanlage	1373	2919	2317	582	199
Schaltstationsausrüstung	3477	7393	5868	1474	503
Schaltanlagen	695	1478	1173	295	101
Schutzsysteme	303	644	511	128	44
Elektrische Strukturen und Kabelkontainer	3309	7036	5584	1403	479
Energie- und Kontrollverkabelung	8285	17617	13981	3512	1199
Transport- und Hebezeuge	1279	2720	2158	542	185
Luft und Wasser-Versorgungssystem	5131	10910	8659	2175	742
Informationstechnologie	171	364	289	72	25
Einrichtung und Inventar	345	734	582	146	50
<b>Summe</b>	<b>254524</b>	<b>541198</b>	<b>429523</b>	<b>107891</b>	<b>36821</b>
<b>Summe inklusive indirekter Kosten</b>	<b>443553</b>	<b>943134</b>	<b>748519</b>	<b>188019</b>	<b>64167</b>