



Beurteilung der Wirtschaftlichkeit des Einsatzes von Sättigern in Ammoniak- Anlagen

Masterarbeit

Durchgeführt bei ThyssenKrupp Uhde
Institut für Thermische Verfahrenstechnik und Umwelttechnik
der Technischen Universität Graz

Einreichdatum: 20.11.2013

BSc. Michael Maier

0730166

Betreuer bei ThyssenKrupp Uhde:

Dr.-Ing. Joachim Johanning

Dr.-Ing. Katja Poschlad

Dipl.-Ing. Daniela Gramkow

Betreuer an der TU Graz:

Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Matthäus Siebenhofer

Inhaltsverzeichnis

I.	Kurzfassung	v
II.	Abstract.....	vi
III.	Abkürzungsverzeichnis.....	vii
IV.	Symbolverzeichnis	viii
1.	Einleitung und Aufgabenstellung.....	1
2.	Grundlagen	3
2.1.	Synthesegasproduktion	3
2.1.1.	Primärer- und Sekundärerreformer.....	4
2.1.2.	CO-Konvertierung	7
2.2.	Dampferzeugung in Ammoniakanlagen.....	7
2.3.	Einsatzgassättiger.....	9
2.3.1.	Funktionsweise eines Einsatzgassättigers	9
2.3.2.	Theoretische Grundlagen eines Einsatzgassättigers	10
2.3.2.1.	Allgemeines.....	10
2.3.2.2.	Wärme- und Stoffaustausch	10
2.4.	Werkzeuge.....	13
2.4.1.	AspenPlus V7.2.....	13
2.4.1.1.	Auswahl der thermodynamischen Methode.....	15
2.4.1.2.	Grundoperationen	16
2.4.1.3.	Numerische Aspen-Werkzeuge	18
2.4.2.	Dampfbilanzprogramm XL-Dampf	19
3.	Charakterisierung des Ausgangsprozess.....	22
3.1.	Dampfsystem	23
3.2.	Prozesskondensatstripper	26
4.	Erstellung eines Simulationsmodells für den Einsatzgassättiger.....	29
4.1.	Beschreibung des Modellaufbaus.....	29
4.2.	Untersuchung von verschiedenen Verschaltungsmöglichkeiten	30
4.2.1.	Version 1: $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem Prozesskondensateinsatzstrom	32
4.2.2.	Version 2: $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem Prozesskondensateinsatzstrom	33
4.2.3.	Version 3: $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem Prozesskondensateinsatzstrom	34
4.2.4.	Version 4: $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren Prozesskondensateinsatzströmen.....	35
4.3.	Vergleich der unterschiedlichen Versionen	35
5.	Erstellung eines modifizierten Dampfsystems	38
5.1.	Annahmen einer modifizierten Dampfproduktion.....	38
5.2.	Varianten einer modifizierten Dampfproduktion.....	39
5.3.	Variantenvergleich der modifizierten Dampfproduktion.....	40
5.4.	Variantenübersicht des modifizierten Dampfsystem.....	42

5.4.1.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 1	44
5.4.2.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 2	46
5.4.3.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3	47
5.4.3.1.	PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3a ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$)	48
5.4.3.2.	PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3b ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$)	49
6.	Ergebnisse und Diskussion	51
6.1.	Ergebnisdarstellung der Konvektionszone des Rauchgaskanals	51
6.1.1.	Ergebnisse der Konvektionszone vom Dampfsystem Variante 1 und 2	51
6.1.2.	Ergebnisse der Konvektionszone vom Dampfsystem Variante 3a und 3b	54
6.2.	Ergebnisdarstellung der Abkühlstrecke des Konvertergases	56
6.2.1.	Ergebnisse der Abkühlstrecke des Konvertergases Variante 1 und 2	56
6.2.2.	Ergebnisse der Abkühlstrecke des Konvertergases Variante 3a und 3b	58
6.3.	Vergleich der Ergebnisse der untersuchten Varianten	60
7.	Zusammenfassung und Ausblick	66
8.	Anhang	68
8.1.	Literaturrecherche	68
8.2.	Dampfbilanzprogramm XL-Dampf	79
8.3.	FGS-Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom	80
8.4.	FGS-Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom	81
8.5.	FGS-Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom	82
8.6.	FGS-Version 4 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren PC-Einsatzströmen	83
8.7.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 1	85
8.8.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 2	87
8.9.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3a	89
8.10.	Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3b	91
8.11.	Ergebnis des Dampfsystems der Variante 1	93
8.12.	Ergebnis des Dampfsystems der Variante 2	95
8.13.	Ergebnis des Dampfsystems der Variante 3a	97
8.14.	Ergebnis des Dampfsystems der Variante 3b	99
9.	Abbildungsverzeichnis	101
10.	Tabellenverzeichnis	103
11.	Literaturverzeichnis	105

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Arbeit selbstständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen/Hilfsmittel nicht benutzt, und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommenen Stellen als solche kenntlich gemacht habe.

Graz, am

.....

(Unterschrift)

Danksagung

Meinen Dank gilt Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. Matthäus Siebenhofer meinem Betreuer an der TU Graz, der mir die Möglichkeit gab, meine Masterarbeit bei ThyssenKrupp Uhde schreiben zu dürfen. Als mein Betreuer hat er durch seine stete Bereitschaft zur Diskussion und viele hilfreiche Hinweise wesentlich zum Gelingen diesser Arbeit beigetragen.

Ich danke meinem Masterarbeitleiter bei ThyssenKrupp Uhde Dr.-Ing. Joachim Johanning für die Aufnahme in sein Team und die lückenlose Unterstützung in allen Belangen bezüglich meiner Masterarbeit. Viele seiner Ideen und Entwürfe, aber auch fachlich geführte Diskussionen über die Themen der Arbeit prägen das Ergebniss maßgebend.

Ich danke meinen Betreuerinnen bei ThyssenKrupp Uhde Dr.-Ing. Katja Poschlad und Dipl.-Ing. Daniela Gramkow für die konstruktive Kritik, den wertvollen Anregungen und Erfahrungen in der behandelten Thematik, wodurch viele Punkte der Arbeit erleichtert wurden.

Ein großen Dank gilt den Kollegen und Kolleginnen bei ThyssenKrupp Uhde für die uneingeschränkte Hilfe bei Fragen zu den einzelnen Themenbereichen der Arbeit.

Ein besonderer Dank gilt meiner Freundin Melanie, die bei vielen Diskussionen von Ihren Standpunkt aus einen anderen Blickwinkel vertreten hat und so meine Arbeit mit wertvollen Informationen bereichert hat.

Mein weiterer Dank gilt meinem Bruder Markus, der mir bei dem ein oder anderen Thema behilflich war.

Ein besonders tief empfundener Dank geht an meine Eltern, die mich während der gesamten Studienzeit auf vielfältige Weise unterstützt haben.

I. Kurzfassung

In dieser vorliegenden Arbeit wurde ein Sättiger als neue Prozesseinheit in Ammoniakanlagen bezüglich des energetischen Nutzwertes quantifiziert. Für die Durchführung der Arbeit diente als Referenz eine bereits bestehende Anlage. Diese nutzte zur Synthesegaserzeugung das heute etablierte Verfahren der Dampfreformierung. Der Sättiger wurde dabei hinsichtlich einer Einsatzmöglichkeit zur Prozessdampfbereitstellung, des für die Dampfreformierung benötigten Erdgas-Dampfgemisches, untersucht. Weiters wurden die Verwendungsmöglichkeiten von belastetem Prozesskondensat aus der Ammoniakanlage zur Sättigung des Erdgases geprüft. Der erste Schritt war die Erstellung eines Simulationsmodells für den Sättiger. Als nächster Schritt wurde die Bereitstellung der erforderlichen Wärmemengen aus dem bestehenden Abwärmenutzungssystem der Referenzanlage mit unterschiedlichen Energienutzungskonzepten ausgearbeitet und diskutiert. Für das Ergebnis entscheidend war die Bereitstellung der benötigten Wärmeenergie auf einem möglichst niedrigen Energieniveau. Diese Modifizierungen am Abwärmenutzungssystem wurden anschließend mit der Referenzanlage verglichen und ausgewertet. Ein wichtiger Aspekt war hierbei die Untersuchung wie stark der Sättiger den spezifischen Energieverbrauch der Gesamtanlage beeinflusst.

Es konnte bei den Ergebnissen verdeutlicht werden, dass der Einsatz von Sättiger in Ammoniakanlagen unter Verwendung der Dampfreformierung nur bedingt geeignet ist. Die wesentlichen Vorteile des Sättigers liegen in der Reduktion des Prozessdampfbedarfs und des belasteten Prozesskondensats.

II. Abstract

In this work, a saturator was quantified as a new process unit in ammonia plants due to used energy. For that task an existing system was used as a reference. This reference system was used for synthesis gas production, which is now established as method of steam reforming. The saturator was investigated in respect to its possible use for process steam generation, which is needed for the steam reforming of natural gas-vapor mixtures. Furthermore, the use of contaminated process condensate from ammonia plants was tested due to its saturation of natural gas. The first step was to create a simulation model for the saturator. As a next step, the supply of necessary amount of heat from the existing waste heat recovery system of the reference system was developed and discussed with different energy concepts. the supply of the required heat energy at a lowest possible energy level was therefore important for further investigations. Afterwards, these modifications of the waste heat recovery system were compared and evaluated with the reference system. An important aspect of this investigation was how much the saturator affects the specific energy consumption of the entire system.

According to these results, the saturators using steam reforming in ammonia plants are only partly relevant for the process. The main advantages of the saturators are the reduction of process steam demand and the loaded process condensate.

III. Abkürzungsverzeichnis

<u>Abkürzung</u>	<u>Bezeichnung</u>
Aspen	Aspen Plus V7.2
BFW	Kesselspeisewasser
CH ₄	Methan
C ₂ H ₆	Ethan
CO	Kohlenmonoxid
CO ₂	Kohlendioxid
Cu / Zn-Oxid	Kupfer / Zink-Oxid
DS	DesignSpec
Fe / Cr-Oxid	Eisen / Chrom-Oxid
FG	Einsatzgas (Erdgas)
FGS	Einsatzgassättiger
GS	Gleichungssystem
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
H ₂ O _g	Wasserdampf
HP	Hochdruck
HT	Hochtemperatur
LP	Niederdruck
LT	Niedertemperatur
MP	Mitteldruck
N ₂	Stickstoff
NH ₃	Ammoniak
O ₂	Sauerstoff
PC	Prozesskondensat
RGK	Rauchgaskanal
tato	Tagestonnen
TK-Uhde	ThyssenKrupp Uhde
WÜT	Wärmeüberträger
ΔT	Grädigkeit

IV. Symbolverzeichnis

<u>Symbole</u>	<u>Bezeichnung</u>
h	spezifische Enthalpie [J / kg]
K	Gleichgewichtsfaktor
m	Massenstrom [kg / h]
N'_{FG}	Stoffstrom des Einsatzgases [kmol / s], [kg / s]
N'_{PC}	Stoffstrom des Prozesskondensats [kmol / s], [kg / s]
p	Gesamtdruck [bar], [Pa]
p_d	Partialdruck [bar], [Pa]
p^S	Sättigungsdampfdruck [bar], [Pa]
Q	Wärmezu- / abfuhr [Watt], [MW]
T	Temperatur [K], [°C]
T_A	Austrittstemperatur [°C]
T_{BFW}	Temperatur des Kesselspeisewassers [°C]
T_{FG}	Temperatur des Einsatzgases (Erdgas) [°C]
T_{MP}	Temperatur des Mitteldrucks [°C]
T_{PC}	Temperatur des Prozesskondensats [°C]
T_{SAT}	Sättigungstemperatur [°C]
x	Molkonzentration in der Flüssigkeit (Prozesskondensat) [mol / mol]
y	Molkonzentration im Gas bzw. im Dampf (Einsatzgas) [mol / mol]

Griechische Symbole

ϕ	Relative Feuchtigkeit [%]
--------	---------------------------

Indizes

i	Komponente i
L	Flüssigkeit
V	Gas bzw. Dampf

1. Einleitung und Aufgabenstellung

Ammoniak nimmt in vielen technischen Anwendungen sowie in der Agrarwirtschaft einen wichtigen Stellenwert ein. Um die stetig steigende Nachfrage decken zu können, ist Innovation von Seiten der Anlagenbauer gefragt. Nach heutigem Stand der Technik wird der Großteil des Ammoniaks mit dem Hochdrucksyntheseverfahren nach Haber und Bosch hergestellt. Ausgehend von den Einsatzstoffen Erdgas, Luft und Wasserdampf, wird Synthesegas produziert. Dabei reagiert der aus der Luft gewonnene Stickstoff weiter zu Ammoniak. Dieses relativ kurz und bündig beschriebene Verfahren zur Herstellung von Ammoniak gewinnt jedoch schnell an Komplexität, wenn die Forderungen nach maximaler Ausbeute und hohen Tonnagen unter dem Gesichtspunkt eines minimalen Energieverbrauches erfüllt werden sollen.

Als Basis für die Herstellung von Synthesegas zur Ammoniakproduktion sind alle wasserstoffhaltigen Stoffe und Wasser einsetzbar. Ein heute etabliertes Verfahren ist die Dampfreformierung aus leichten Kohlenwasserstoffen (Erdgas). Die Abspaltung von Wasserstoff aus dem Erdgas erfordert einen hohen Energieeinsatz in Form von Wärme um die endothermen Reaktionen der Dampfreformierung ablaufen zu lassen. Das Erdgas liefert die dafür nötige Energie und deckt den Wasserstoffbedarf zu ca. 50%. Die dabei im Überschuss entstehende Prozesswärme und Rauchgaswärme wird zum großen Teil im Prozess zur Dampfproduktion verwendet. Dieser Dampf wird anschließend zur Leistung von mechanischer Arbeit in Turbinen genutzt.

Die Dampfreformierung benötigt ein Molenverhältnis von Wasserdampf zu Erdgas von ca. 3 : 1. Bislang werden die großen Wassermengen mit direkter Zumischung von Wasserdampf aus der Dampfproduktion in das Einsatzgas eingebracht. In dieser Arbeit wird diskutiert, diese direkte Dampfzugabe, weitgehend mit der Aufsättigung des Einsatzgases durch Verdampfung von Prozesskondensat, aus der Gesamtanlage zu ersetzen. Dabei soll ein Großteil des Wasserdampfes über einen zusätzlichen Apparat produziert werden. Dieser dafür notwendige Apparat (Sättiger) gleicht in seiner Form einer Rektifikationskolonne. Um den Wärmebedarf für den Sättiger zu ermitteln, werden unterschiedliche Verschaltungsmöglichkeiten des Abwärmenutzungssystems untersucht und miteinander verglichen. Die dazu notwendigen Wärmeleistungen

werden aus dem Abwärmenutzungssystem des Prozesses generiert, wobei verschiedene Eingriffsmöglichkeiten diskutiert werden.

Aufgabenstellung und Durchführung [15]:

In dieser Arbeit soll das Potential des Einsatzes von Sättigern in Ammoniak-Anlagen zur Reduzierung der spezifischen Energieverbräuche ermittelt werden. Hierzu ist es erforderlich, die für den Sättiger benötigte Energie auf einem möglichst niedrigen Temperaturniveau verfügbar zu machen und das gesamte Konzept der Abwärmenutzung entsprechend neu auszutarieren.

Weiterhin sollen die Unterschiede im apparativen Aufwand der Gesamtanlage und der Aufwand für den Sättiger als neue Prozesseinheit quantifiziert werden.

Die Bearbeitung der Aufgabe gliedert sich in die folgenden Teilschritte:

- Aufbau eines Simulationsmodells für Sättiger
- Einbau des Simulationsmodells in ein AspenPlus-Berechnungsmodell des Prozessgasweges und Optimierung der Verfahrensparameter
- Modifizierung des Abwärmenutzungssystems der Ammoniak-Anlage zur Bereitstellung der für den Betrieb des Sättigers erforderlichen Wärmemenge
- Ermittlung der Änderung des spezifischen Energieverbrauchs der Gesamtanlage
- Abschätzung der Unterschiede im apparativen Aufwand zwischen den Verfahrensvarianten

2. Grundlagen

2.1. Synthesegasproduktion

Die Synthesegaserzeugung stellt die Basis zur Herstellung von Ammoniak dar. In der industriellen Herstellung von Ammoniak wird am häufigsten das Verfahren der Dampfreformierung mit leichten Kohlenwasserstoffen (Erdgas) zur Erzeugung von Synthesegas (Spaltgas) angewandt. Alternativ kann das Ammoniak-Synthesegas mit Koksofengas und Kohlevergasung erzeugt werden [15]. Die Ausgangsstoffe für die Produktion von Ammoniak sind Wasserdampf (H_2O_g), Luft (N_2 , O_2) und Erdgas. Mit einem Anteil von größer 80 Mol%, stellt Methan (CH_4) den Hauptbestandteil von Erdgas dar. Zusätzlich sind noch längerkettige Alkane enthalten. In Abbildung 2-1 sind die einzelnen Verfahrensschritte zur Synthesegaserzeugung dargestellt. Dabei ist der Gaserzeugung (Dampfreformierung) eine Entschwefelung des Erdgases vorgeschaltet. Dieser Verfahrensschritt ist zum Schutz, der für die Reformierung eingesetzten Nickelkatalysatoren unerlässlich, da diese empfindlich auf Schwefelverbindungen reagieren und dessen Wirkung dauerhaft verringert werden. Anschließend bei der Dampfreformierung wird aus gereinigtem Erdgas, Luft und Wasserdampf Synthesegas produziert, das als Hauptbestandteile Wasserstoff und Stickstoff beinhaltet. Für die Ammoniaksynthese wird im Synthesegas ein stöchiometrisches $\text{H}_2 : \text{N}_2$ Verhältnis von bis zu 3 : 1 benötigt. Nach der Dampfreformierung befinden sich im Spaltgas noch Teile von Kohlenmonoxid (CO), Kohlendioxid (CO_2), Wasserdampf (H_2O_g) und Methan (CH_4). Um Katalysatorschäden in der Ammoniaksynthese durch Kohlenmonoxid und Kohlendioxid zu vermeiden, werden diese Anteile in den Verfahrensschritten der CO-Konvertierung und Gasreinigung (CO_2 -Wäsche und Methanisierung) eliminiert. In der sogenannten CO-Konvertierung wird einerseits zusätzlicher Wasserstoff erzeugt und andererseits das katalysatorschädliche Kohlenmonoxid in leichter abtrennbares Kohlendioxid konvertiert. Der für die CO-Konvertierung benötigte Wasserüberschuss wird anschließend durch Kondensation des Synthesegases abgeschieden. Im nächsten Schritt wird das gebildete bzw. im Spaltgas enthaltene Kohlendioxid in der CO_2 -Wäsche vom Gas abgetrennt. In der nachfolgenden Methanisierung werden die restlichen Spuren von Kohlenmonoxid entfernt. Dabei wird das Kohlenmonoxid mit Wasserstoff zu Methan umgesetzt.

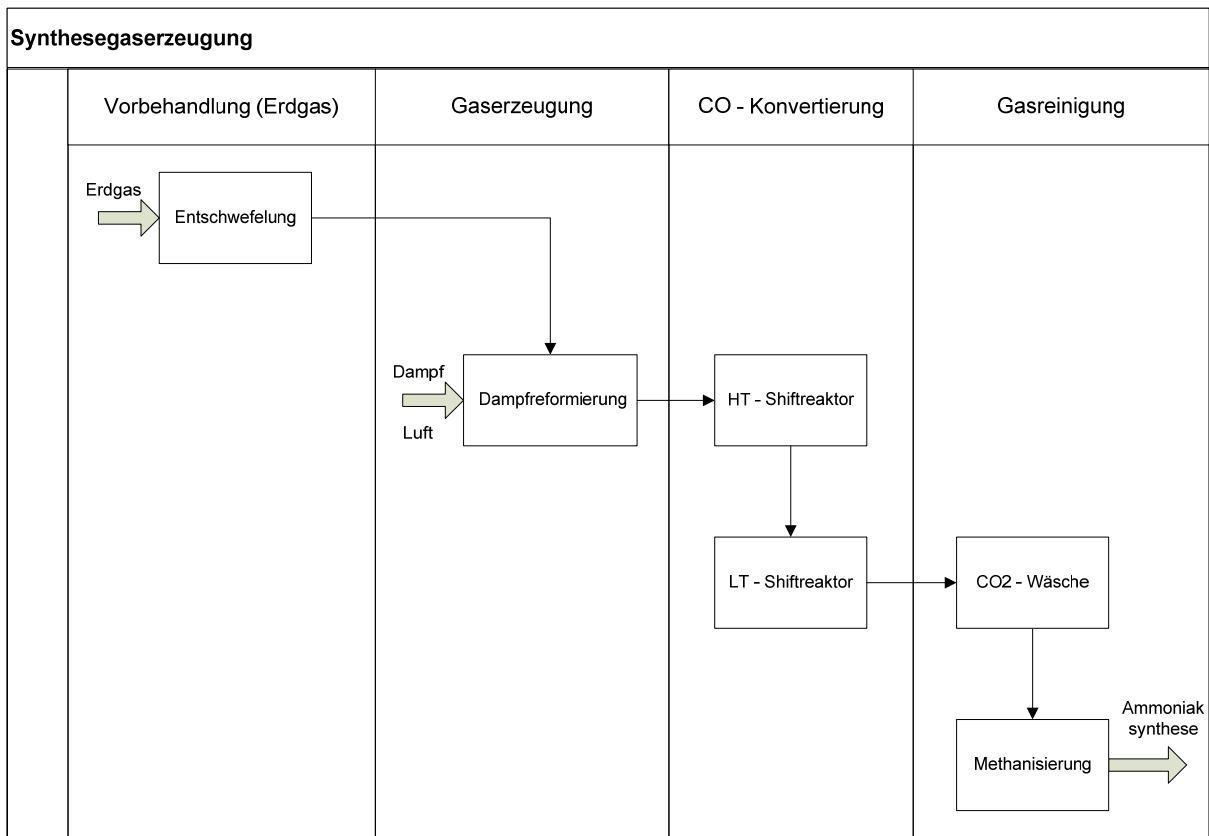


Abbildung 2-1: Prozessschritte Synthesegaserzeugung [7]

Nachfolgend werden die in dieser Arbeit behandelten Teilbereiche der Gaserzeugung und CO-Konvertierung zur Synthesegasherstellung näher erläutert.

2.1.1. Primärer- und Sekundärerreformer

Die Dampfreformierung wird mittels Primär- und Sekundärerreformer durchgeführt. In Abbildung 2-2 ist die Standardbauweise eines Primär- und Sekundärerreformers für Ammoniakanlagen von ThyssenKrupp Uhde (TK-Uhde) dargestellt. Der Primärerreformer besteht aus parallel angeordneten senkrechten Reformerrohren, die von einer Ofenbox ummantelt sind. Über die Einlassverteilerrohre wird das Erdgas-Dampfgemisch auf die Reformerrohre aufgeteilt. Die Reformerrohre sind mit einem für die Dampfreformierung benötigten Nickelkatalysator befüllt. Am Deckel des Reformers (Ofenbox) angebrachte, Erdgas befeuerte Brenner erzeugen die notwendige Wärmemenge für die endothermen Reaktionen. Die Wärmeübertragung erfolgt von der Ofenbox an die Reformerrohre durch Strahlung [7].

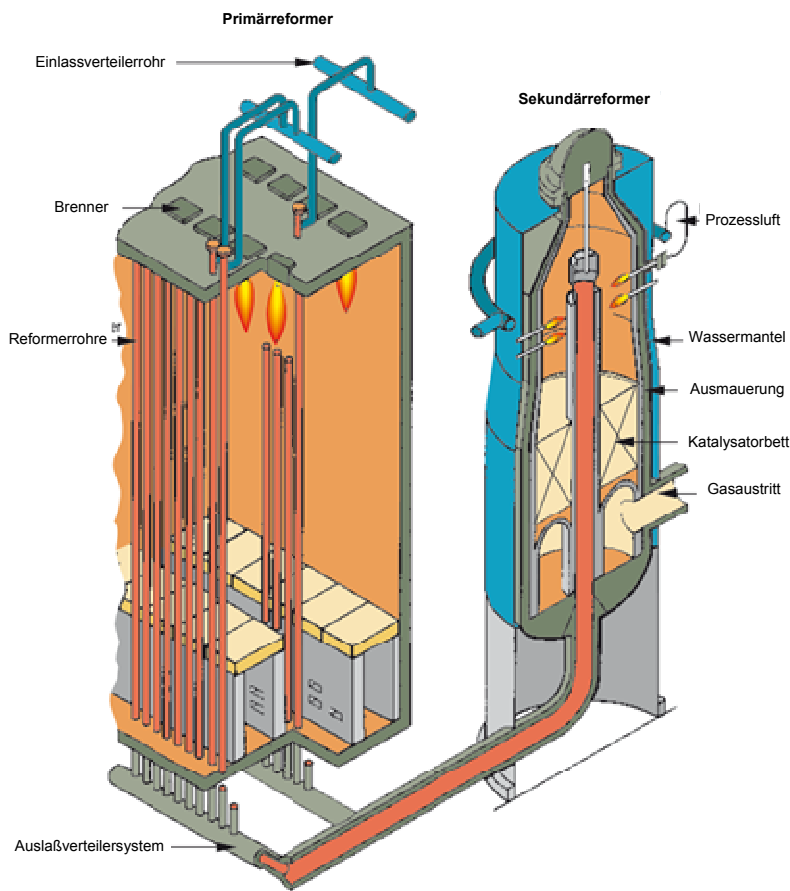
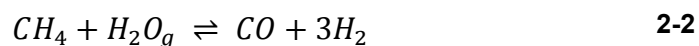
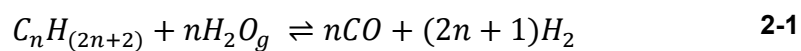
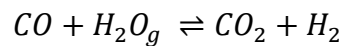


Abbildung 2-2: Typische Bauweise von einem Primär- und Sekundärreformer bei TK-Uhde [14]

Die Reaktionsgleichung zur Wasserstofferzeugung durch Spaltung der Alkane mit Wasserdampf wird allgemein in Formel 2-1 bzw. in Formel 2-2 speziell für die Hauptkomponente CH_4 im Erdgas dargestellt. Aufgrund des hohem Temperaturniveau von $T \sim 1000^\circ\text{C}$ liegt das Reaktionsgleichgewicht der Reaktion weitgehend auf der Seite der Spaltprodukte (Kohlenmonoxid und Wasserstoff) [15].

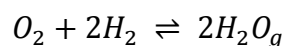


Das aus der Reformierungsreaktion entstehende CO reagiert in einer weiteren exothermen Reaktion mit H_2O zu CO_2 (Wassergasgleichgewicht bei $T=830^\circ\text{C}$) und liefert dabei zusätzlich Wasserstoff, siehe Formel 2-3 [7].



2-3

Durch die Verbrennung von Erdgas wird energiereiches Abgas erzeugt, dessen hohes Energieniveau im Gesamtprozess genutzt wird. Die an den Primärreformer anschließende Konvektionszone des Rauchgaskanals (RGK) wird für verschiedenste Abwärmenutzungen unter anderem der Dampfüberhitzung und für die Vorwärmung des Einsatzgases in den Primärreformer verwendet. Im Primärreformer wird ein Großteil des im Erdgas enthaltenen CH_4 durch die Reformierungsreaktionen umgesetzt. Das maximal $800^\circ C$ heiße Spaltgas strömt über ein Auslassverteilersystem in den Sekundärreformer. Im Sekundärreformer wird das gewünschte stöchiometrische Verhältnis ($H_2 : N_2$) bis zu 3 : 1, über eine Prozessluftbeimengung eingestellt. Der Einsatz der komprimierten und vorgewärmten Prozessluft ($T=540^\circ C$) erfolgt durch ein im Kopfbereich des Sekundärreformers befindliches Injektionssystem. Dabei wird Prozessluft mit hoher Geschwindigkeit (ca. $v=100 \text{ m / s}$) in die Verbrennungszone des Sekundärreformers unter Turbulenz eingeblasen und mit dem heißen Spaltgas in Kontakt gebracht. Gleichzeitig kommt es in diesem Bereich zu einer Selbstentzündung des gebildeten Wasserstoffs mit dem eingeblasenen Sauerstoff der Prozessluft in die Verbrennungszone. Diesen Vorgang im Kopf des Sekundärreformers beschreibt die Formel 2-4.



2-4

Eine gute Durchmischung der beiden Gasströme ist in den Bereichen der Verbrennungszone und des Katalysatorbetts des Sekundärreformers von großer Bedeutung [7]. Wie beim Primärreformer ist die Reformierungsreaktion im Sekundärreformer mit Nickel katalysiert. Im Katalysatorbett laufen die bereits zuvor beschriebenen endothermen Reaktionen (Formel 2-1 und 2-2) ab. Beide Reformer sind aufgrund der hohen Temperaturen (bis $T=1200^\circ C$) mit einer Feuerfestausmauerung versehen [7]. Der Sekundärreformer ist zusätzlich mit einem Doppelmantel mit Wasserkühlung ausgestattet. Der Betriebsdruck liegt bei beiden Apparaten im Bereich von $p=40 \text{ bar}$. Für die Dampfreformierung ist ein Dampf zu Kohlenstoffverhältnis (S / C-Verhältnis) von ca. 3 : 1 in den Reformern zu

gewährleisten. Das entstehende Spaltgas besteht im Wesentlichen aus H_2 , CO , CO_2 bzw. nicht umgesetzten CH_4 und H_2O_g .

2.1.2. CO-Konvertierung

Ziel bei der CO-Konvertierung, d.h. das Kohlenmonoxid wird mit Wasserdampf zu Kohlendioxid und Wasserstoff umgesetzt, ist durch die Verlagerung des Reaktionsgleichgewichtes auf die rechte Seite (Wassergasgleichgewicht bei $T=830^\circ C$) zusätzlichen Wasserstoff zu generieren und Kohlenmonoxid, das im Spaltgas enthalten ist, nach dem Austritt aus dem Sekundärreformer zu reduzieren. Das Kohlenmonoxid wird durch die sogenannte Shift-Reaktion zu Kohlendioxid konvertiert, siehe Formel 2-3. Die Konvertierung wird üblicherweise in zwei Stufen unter Anwesenheit von Oxid-Katalysatoren durchgeführt. Für die beiden Stufen werden unterschiedliche Oxid-Katalysatoren eingesetzt. Die erste Stufe (HT-Shift) erfolgt mit einem „Fe / Cr-Oxid“-Katalysator, dessen Aktivität im Temperaturbereich von $T=300-500^\circ C$ liegt. Für die zweite Stufe (LT-Shift) wird ein „Cu / Zn-Oxid“-Katalysator bei der Temperatur von $T=200^\circ C$ verwendet. Das Konvertergas besitzt nach dem Verlassen der beiden Shift-Reaktoren einen CO-Gehalt im Bereich zwischen 0,1-0,3 vol% [7]. In Ammoniakanlagen von TK-Uhde wird die Abwärme der exothermen Shift-Reaktion beider Stufen für die Aufwärmung des Kesselspeisewassers genutzt.

2.2. Dampferzeugung in Ammoniakanlagen

In Ammoniakanlagen von TK-Uhde wird ein Großteil der entstehenden Prozessabwärme zur Generierung von Hochdruckdampf (HP-Dampf) verwendet. Die Abbildung 2-3 stellt ein Schema der HP-Dampfproduktion zur Abwärmenutzung dar. Die Energie für die HP-Dampfproduktion wird ausschließlich aus der Abwärme des Austrittstroms vom Sekundärreformer und der Ammoniaksynthese bezogen. Als erster Schritt wird das Kesselspeisewasser (BFW) auf das Druckniveau der HP-Dampfproduktion angehoben. Die Vorwärmung des Kesselspeisewassers erfolgt in zwei Stufen. Das gesamte Kesselspeisewasser wird zuerst mit der Abwärme vom LT-Shiftreaktor vorgewärmt. Im nächsten Schritt findet eine Aufteilung des BFW-Stromes in zwei Teilströme statt. Ein Strom wird mit der Abwärme der Ammoniaksynthese und der zweite mit der Abwärme der HT-Shift auf Verdampfungstemperatur gebracht, bevor beide teilverdampft in die Dampftrommel strömen. Der gesättigte HP-Dampf wird

mit der Abwärme aus dem Sekundärreformer erzeugt und anschließend in der Konvektionszone des Rauchgaskanals im Primärreformer überhitzt. Im Hochdruckteil der Synthesegaskompressorturbine wird der überhitzte HP-Dampf entspannt. Diese Turbine speist zugleich das Mitteldruckdampfnetz (MP-Dampf) für den Gesamtprozess der Ammoniakanlage. Der MP-Dampf wird als Prozessdampf, z. B. für die Erstellung des S / C-Verhältnisses, und für die Speisung in Turbinen eingesetzt.

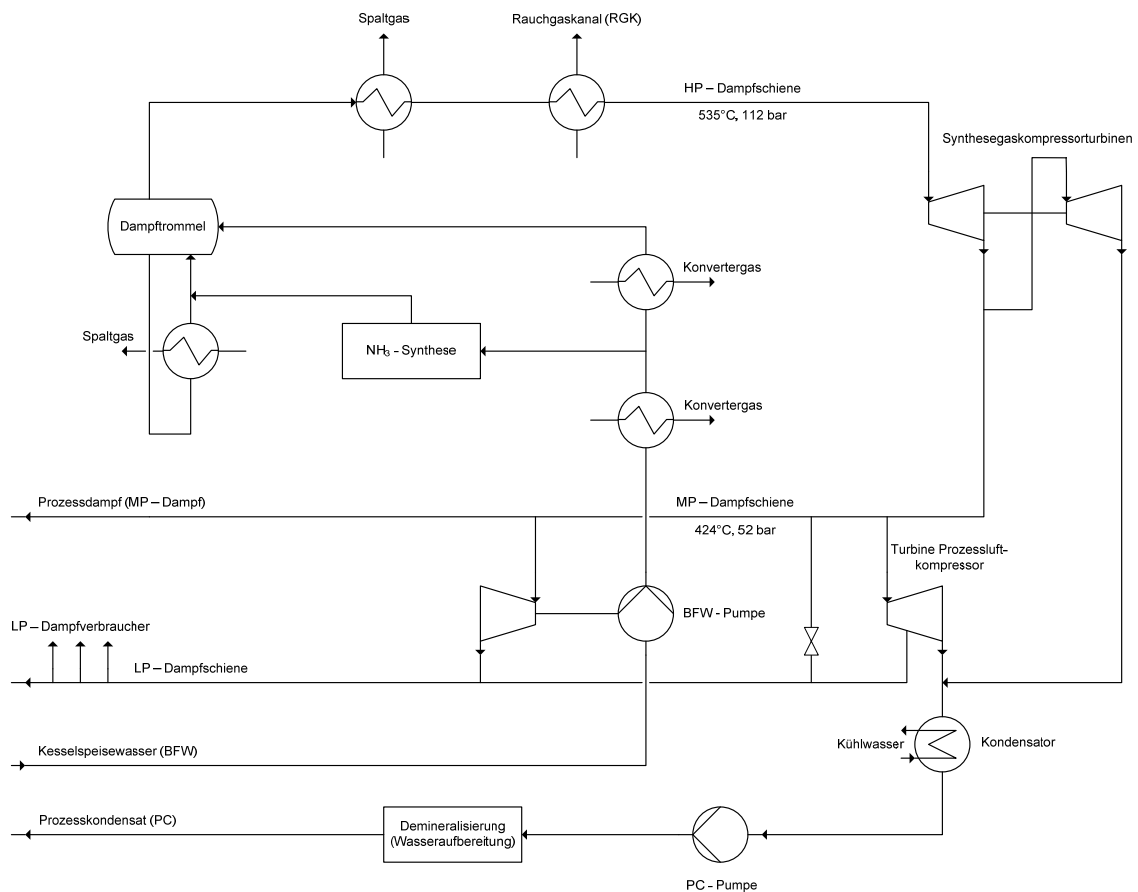


Abbildung 2-3: Dampfsystem einer TK-Uhde Ammoniakanlage [14]

2.3. Einsatzgassättiger

In herkömmlichen Ammoniakanlagen erfolgt die Reinigung von kontaminierten Prozesskondensat mit Stripperkolonnen. In diesen wird ausschließlich das Prozesskondensat von den nicht erwünschten Bestandteilen getrennt. Die Einstellung des benötigten S / C-Verhältnisses für die Dampfreformierung erfolgt mittels einer Beimischung an Prozessdampf (MP-Dampf). Im Gegensatz zum Stripper wird der Sättiger für beide Aufgaben eingesetzt. Einerseits zur Einstellung des S / C-Verhältnis sowie für die Aufbereitung von belastetem Prozesskondensat. Der Sättiger ist dem Primärreformer vorgeschaltet [1, 2, 3]. Sättiger werden in Ammoniakanlagen zur direkten Beladung des entschwefelten Erdgases mit Dampf aus Prozesskondensat angewandt. In Literaturstellen und Patenten ist die Benennung Einsatzgassättiger (FGS „Feed Gas Saturator“) zu finden. Eine Auflistung der zusammengefassten Ergebnisse aus der Literaturrecherche befindet sich im Anhang. Die Abbildung 2-4 zeigt eine typische Verschaltung eines FGS-Systems in einer Ammoniakanlage, beruhend auf einem Anlagen-Revamp (1360 tato NH₃) aus dem Jahr 1997 [3].

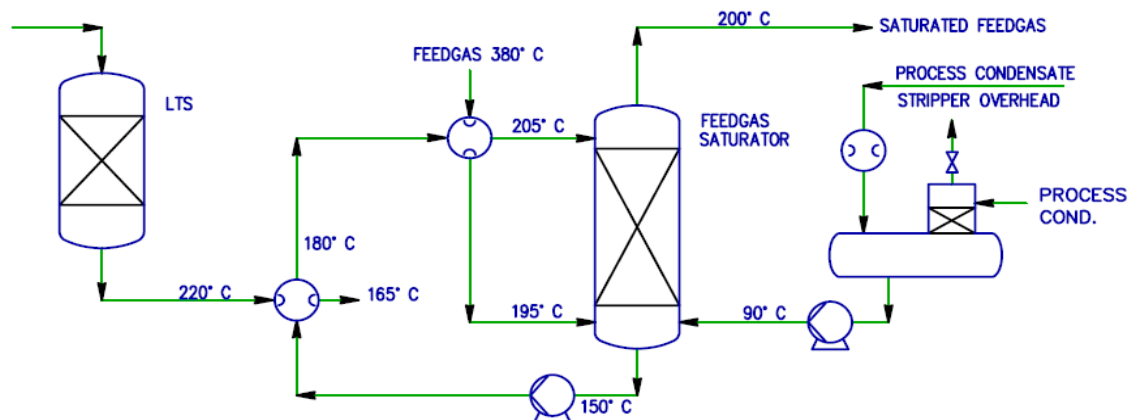


Abbildung 2-4: FGS-System [3]

2.3.1. Funktionsweise eines Einsatzgassättigers

Die Ausführung des Apparates erfolgt als Füllkörperkolonne oder Packungskolonne. Der Sättiger wird im Gegenstrom betrieben, wobei der vorgewärmte PC-Strom am Kopf der Kolonne und das Einsatzgas (FG) am Boden zugeführt wird [1, 2, 3]. Die installierten Einbauten (Packungen oder Füllkörper), vergrößern die Kontaktflächen

der Kolonne. Es kommt zu einem Wärme- und Stoffaustausch zwischen dem Gas und der Flüssigkeit. Das Prozesskondensat wird dabei teilverdampft. Ziel ist eine vollständige Beladung des Einsatzgases mit Wasserdampf, d.h. die relative Feuchtigkeit Φ soll 100% betragen.

2.3.2. Theoretische Grundlagen eines Einsatzgassättigers

2.3.2.1. Allgemeines

Ziel eines Sättigers ist es, eine maximale Wassermenge (PC) zu verdampfen, um das Einsatzgas damit zu sättigen. Die Dampfmenge, die das Einsatzgas aufnehmen kann, ist beschränkt und von der Temperatur direkt abhängig. Grundsätzlich gilt, umso höher die Temperatur, desto größer ist die aufgenommene Dampfmenge. Das Gleichgewicht stellt sich zwischen Erdgas (FG) und der maximalen gesättigten Dampfmenge ein, wenn der Dampfdruck p_d des Prozesskondensats gleich dem Sättigungsdampfdruck p^s ist. Verdeutlicht wird dieser Zusammenhang mit der relativen Feuchtigkeit Φ (Formel 2-5). Diese ist ein Maß für die maximale Sättigung.

$$\phi = \frac{\text{Partialdruck des Wasserdampfes}}{\text{Sättigungsdruck des Wasserdampfes}} = \frac{p_d}{p^s} \quad 2-5$$

Der Sättigungsdampfdruck p^s kann aus Dampfdrucktafeln des VDI Wärmeatlas oder mit Näherungsgleichungen aus der Thermodynamik, wie z.B. der Antoine-Gleichung, berechnet werden [5].

2.3.2.2. Wärme- und Stoffaustausch

In AspenPlus (Aspen) wird unter Verwendung eines rigorosen Kolonnenmodells (RadFrac) in der Standardeinstellung zur Berechnung des Wärme- und Stoffaustausches das Trennstufenkonzept (Gleichgewichtsstufenmodell) angewandt. Mit diesem Modell können stabile Simulationsberechnungen von nicht idealen Multikomponentengemischen (Erdgas) bei hohen Drücken durchgeführt werden. Dabei wird die Kolonne in eine sequentielle Abfolge von idealen Trennstufen zerlegt. Der Phasenkontakt wird bei diesem Konzept für jede Stufe einzeln betrachtet. Die Überlegung des Modells beruht auf einer idealen Mischung beider Phasen am Eintritt

in jede Stufe und anschließender optimaler Trennung der Phasen am Austritt der Stufe. Dabei verlässt die Gasphase (Erdgas und Dampf) jede Stufe im thermodynamischen Gleichgewicht mit der entsprechenden Flüssigphase (Prozesskondensat) [6]. Um das reale Verhalten des Prozesses mit berücksichtigen zu können, werden Verdampfungswirkungsgrade in die Gleichgewichtsbeziehung aufgenommen. Diese Wirkungsgrade beschreiben die Abweichung vom Gleichgewichtszustand. Die Abbildung 2-5 zeigt schematisch das oben beschriebene Gleichgewichtsstufenmodell.

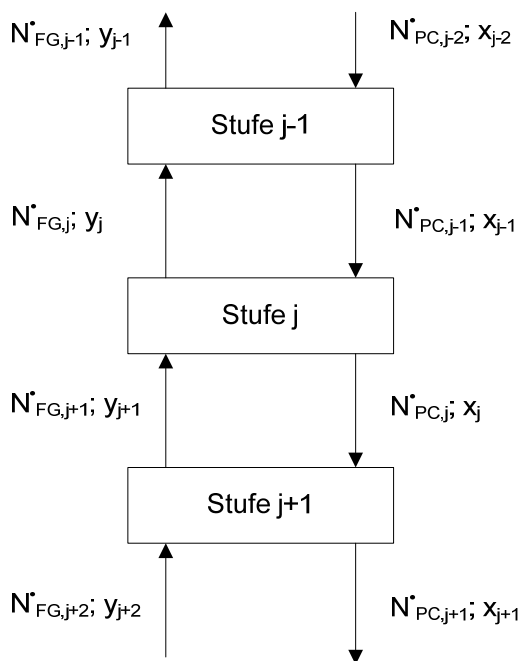


Abbildung 2-5: Gleichgewichtsstufenmodell

In Abbildung 2-6 wird aus dem zuvor beschriebenen Gleichgewichtsmodell eine einzelne ideale Trennstufe betrachtet. Diese stellt den durch die Eingangs- und Ausgangsparameter bestimmten Konzentrationsverlauf schematisch dar. Die Temperaturen der abfließenden Ströme sind dabei identisch.

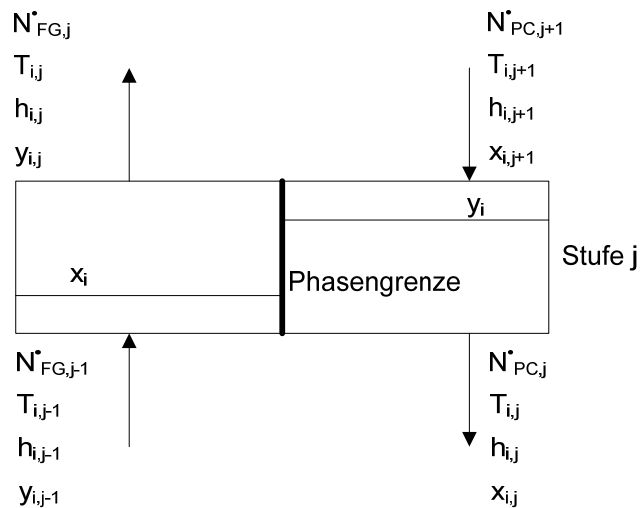


Abbildung 2-6: ideale Trennstufe [16]

Zur eindeutigen Beschreibung einer einzelnen idealen Trennstufe werden folgende Bilanzgleichungen benötigt [16]:

$$\text{Gesamtbilanz:} \quad N_{PC,j+1}^* + N_{FG,j-1}^* - N_{PC,j}^* - N_{FG,j}^* = 0 \quad \text{2-6}$$

$$\begin{aligned} \text{Komponentenbilanz} \quad & N_{PC,j+1}^* * x_{i,j+1} + N_{FG,j-1}^* * y_{i,j-1} - \\ \text{der Komponente i:} \quad & N_{PC,j}^* * x_{i,j} - N_{FG,j}^* * y_{i,j} = 0 \end{aligned} \quad \text{2-7}$$

$$\text{Phasengleichgewicht:} \quad K_{i,j} * x_{i,j} - y_{i,j} = 0 \quad \text{2-8}$$

$$\text{Summenbeziehungen:} \quad \sum_{i=1}^n x_{i,j} = 1; \quad \sum_{i=1}^n y_{i,j} = 1 \quad \text{2-9}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpiebilanz:} \quad & N_{PC,j+1}^* * h_{i,j+1}^L + N_{FG,j-1}^* * h_{i,j-1}^V - \\ & N_{PC,j}^* * h_{i,j}^L - N_{FG,j}^* * h_{i,j}^V = 0 \end{aligned} \quad \text{2-10}$$

Aus den oben genannten Formeln (2-6-2-10) ergeben sich für ein Gemisch aus n Komponenten pro Stufe $2n + 5$ unabhängige, nicht lineare Gleichungen. Mit diesen können die unbekanntes Gas- und Flüssigkeitszusammensetzungen, die Ströme und die Stufentemperatur bestimmt werden [16]. Zur Lösung der Gleichungen wird in Aspen der „Inside-Out“-Algorithmus von Bosten und Britt angewandt. Dabei werden

die oben beschriebenen Gleichungen jeder einzelnen Stufe in einer inneren Schleife, durch Verwendung eines „Quasi-Newton“-Näherungsverfahren (Broyden) angenähert. Die innere Schleife ist konvergent, wenn eine spezifizierte Fehlerschranke der Näherungen unterschritten wird ($\varepsilon < 10^{-7}$ in dieser Arbeit). In der äußeren Schleife werden die thermodynamischen Eigenschaften für die gewählte Methode (modifizierte SR-Polar siehe Kapitel 2.4.1.1) jeder einzelnen Stufe bestimmt [17].

2.4. Werkzeuge

2.4.1. AspenPlus V7.2

Das Fließbild-Simulationsprogramm AspenPlus V7.2 (Aspen) wird zur verfahrenstechnischen Berechnung und Auslegung von stationär betriebenen Anlagen od. Teilanlagen verwendet. In Aspen dienen Modelle als Abbildung der Wirklichkeit, diese reduzieren die Komplexität eines betrachteten Systems. Das Programm stützt sich auf physikalische Gesetzmäßigkeiten und beschreibt die Wirklichkeit durch ein Modell. Abbildung 2-7 zeigt den beschriebenen Simulationsaufbau in Aspen [11].

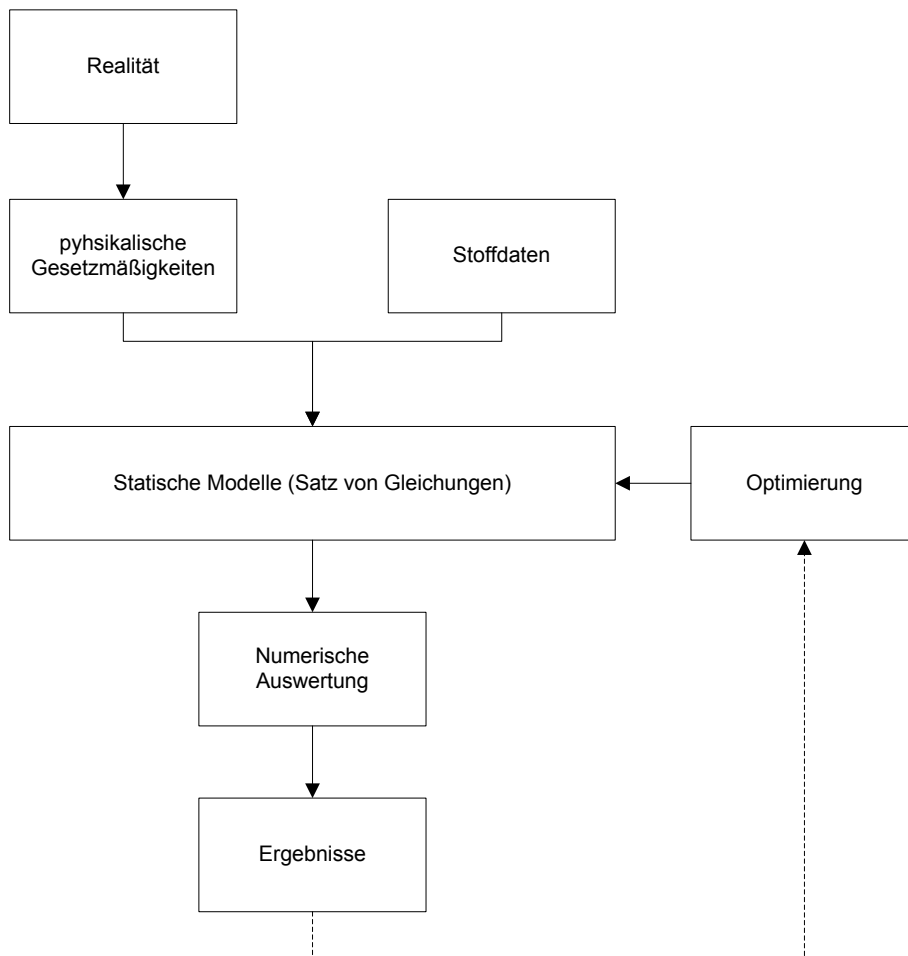


Abbildung 2-7: Simulationsaufbau Aspen [10]

Die Berechnung erfolgt in Aspen nach dem sequentiell modularen Ansatz. Der Gesamtprozess wird in Teilsysteme, sogenannte Grundoperationen, zerlegt. Folgende Arbeitsschritte beschreiben diesen Ansatz [10]:

1. Erstellung eines Fließbildes: Verknüpfungen der Grundoperationen über Massen- und Energieströme
2. Festlegung der Eingangsströme
3. Bestimmung der Modelle für die Grundoperationen

Jede Grundoperation wird in einer bestimmten Reihenfolge berechnet. Das Ergebnis von Grundoperation 1 liefert den Ausgangspunkt der Grundoperation 2 usw. Um die Produktströme berechnen zu können, müssen für den Startpunkt der Simulation alle

Eingangsströme gegeben sein. Abbildung 2-8 stellt den sequentiell modularen Ansatz in Aspen dar [11].

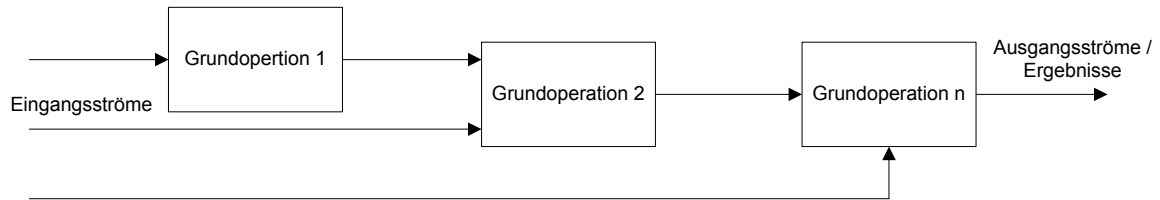


Abbildung 2-8: Sequentiell modularer Ansatz [11]

2.4.1.1. Auswahl der thermodynamischen Methode

Die Lösung von Stoff- und Energiebilanzen erfordert die Berechnung von thermodynamischen Eigenschaften und Transporteigenschaften [11].

Thermodynamische Eigenschaften:

- Gleichgewichte, Fugazitäten, K-Werte
- Energetische Stoffwerte (spez. Wärmen, H, G, S, U, ...)
- Volumetrische Eigenschaften (Dichte, Molvolumen)

Transporteigenschaften:

- Viskositäten
- Wärmeleitfähigkeiten
- Diffusionskoeffizienten
- Grenzflächenspannungen

Zur Auswahl der geeigneten thermodynamischen Methode kann in erster Linie der Entscheidungsbaum „Guidline for choosing a property method“ (siehe Anhang) aus der Aspen-Hilfe verwendet werden [12]. Für polare, nicht elektrolytische Stoffe bei einem Druck über 10 bar ergeben sich folgende potentielle Berechnungsmethoden für die Gas-Flüssiggemische der Synthesegasproduktion:

- PSRK
- RKSMHV2
- SR-Polar
- PRWS
- RKSWS
- PRMHV2

Die Simulationen in dieser Arbeit werden mit einer modifizierten Variante der SR-Polar für Gas-Flüssiggemische und für Prozesskondensatberechnung mit der Steam-TA (Dampftafel für H₂O) Methode erstellt. Die modifizierte SR-Polar Methode basiert auf einem Zustandsgleichungsmodell von Schwarzenberger und Renon und ist eine Erweiterung der Redlich-Kwong-Soave (RKS) Zustandsgleichung. Mit der SR-Polar Methode können Mischungen von unpolaren und polaren Stoffen in Kombination mit leichten Gasen bei einem Druck von bis ca. $p=50$ bar berechnet werden [12]. Bei TK-Uhde wurde diese Methode für die Berechnung der Synthesegasproduktion erweitert. Durch diese Erweiterung lassen sich Erdgas, Erdgas-Dampf-Gemische, Luft, geringe Mengen NH₃ und kondensierendes H₂O bis ca. 50 bar berechnen. Die Methode „Steam-TA“ wird bei Strömen mit H₂O als Reinstoffkomponente verwendet und kommt bei der PC-Vorwärmung und bei Dampfströmen aus den Turbinen zum Einsatz. Mit dieser Methode kann H₂O in einem Temperaturbereich zwischen $T=0-800^{\circ}\text{C}$ bis zu einem maximalen Druck von $p=1000$ bar berechnet werden [12].

2.4.1.2. Grundoperationen

Die Einteilung der Grundoperationen erfolgt in Aspen allgemein in folgende Gruppen [10]:

- Mischer und Stromteiler
- Einstufige Trennapparate
- Wärmetauscher
- Kolonnen
- Pumpen / Verdichter

Nachfolgend werden die Grundoperationen der Simulationen erläutert [10].

Kolonnen:

Das rigorose Modell **RadFrac** wird für die detaillierte Berechnung von mehrstufigen Gas-Flüssigtrennapparaten eingesetzt. RadFrac ist für die Simulation von Rektifikationsprozessen geeignet. Mit diesem Modell können mehrere Einsatzströme definiert werden, um Absorptions- und Strippprozesse zu simulieren.

Wärmetauscher:

Das **Heater** Modell ermöglicht die Modellierung einer Energiezufuhr bzw.-abfuhr. Mit dem Modell wird der Zustand des Ausgangstroms berechnet. Dabei wird mit der Einstellung der Wärmeleistung Q oder der Temperatur T das Gleichgewicht der Mischung im Heater berechnet.

Der **HeatX** ist für die Modellierung unterschiedlicher Arten von Rohrbündelwärmeüberträgern nutzbar. Das Modell kann für die heiße und kalte Seite die effektiven Wärmedurchgangskoeffizienten berechnen (z.B. über die Wärmeüberträgergeometrie).

Pumpen:

Mit dem Modell **Pump** wird eine Pumpe oder eine hydraulische Turbine beschrieben. Zur Berechnung des Modells wird entweder der Arbeitsdruck oder die verbrauchte Arbeit angegeben.

Mischer und Stromteiler:

Der **Mixer** ist das Modell eines Mischers. Material- und Energieströme werden für den Ausgangstrom berechnet.

Der **FSplit** wird als Modell zur Stromteilung eingesetzt, er ist das Umkehrmodell zum Mixer.

2.4.1.3. Numerische Aspen-Werkzeuge

Berechnungsblock:

Für die Berechnung von Prozessvariablen (z. B. S / C-Verhältnis des FG-Stroms) wird in Aspen der Berechnungsblock verwendet. Dafür werden aus dem Fließbild bestimmte Prozessvariablen in den Berechnungsblock eingelesen und mittels Fortran-Programmierung oder MS Excel eine gewünschte Prozessgröße berechnet. Diese wird den Grundoperationen wieder zurückgegeben und in der Simulation verwendet. In Aspen werden die Grundoperationen sequentiell modular abgearbeitet. Um Konvergenzprobleme in der Simulation zu vermeiden, wird über eine Sequence die Reihung des Berechnungsblocks bestimmt [13].

DesignSpec:

Mit einer DesignSpec (DS) wird einer bestimmten Prozessgröße ein Zielwert mittels Varianz einer Prozessvariable zugewiesen. Die Lösung erfolgt numerisch mit einer iterativ zu lösenden Schleife. Nach der Definition der DS wählt Aspen automatisch „Secant“ als lineares numerisches Näherungsverfahren. Dieses kann bei Iterationen, durch das Newton oder das Quasi-Newton Näherungsverfahren (Broyden) für nicht lineare unabhängige Gleichungssysteme auch ersetzt werden. Da jede DS eine Schleife hervorruft, ist bei Anwendung von mehreren DS die Reihenfolge und die Festlegung der Grenzen wichtig. Die äußere Schleife kann nicht genauer sein als die innere [13].

Sensitivitätsanalyse:

Bei einer Sensitivitätsanalyse wird die Veränderung berechneter Prozessgrößen betrachtet, wenn eine oder mehrere Eingabegrößen variiert werden. Damit kann die Empfindlichkeit der gewählten Prozessgröße untersucht werden. Durch die Sensitivitätsanalyse werden einfache Optimierungsprobleme in der Simulation gelöst [13].

2.4.2. Dampfbilanzprogramm XL-Dampf

Die Modifizierungen am Abwärmenutzungssystem und Dampfverbrauchernetzes für eine Ammoniakanlage werden bei TK-Uhde mit dem auf MS-Excel basierten Programm XL-Dampf berechnet. Das Programm ist ein von TK-Uhde entwickeltes Bilanzberechnungsprogramm für Ammoniakanlagen. Im Programm werden die einzelnen Dampfverbraucher mittels linearem Gleichungssystem (GS) modelliert. Jeder Apparat bzw. Knotenpunkt des Dampfsystems wird mit einer eigenen Gleichung beschrieben. Die Auswahl der bekannten und unbekanntenen Größen des GS kann, je nach Anwendung, selbst bestimmt werden. Als bekannt wird ein Strom bezeichnet, der über eine vorgegebene Eingabe verifiziert ist bzw. null gesetzt ist. Ein unbekannter Strom wird in die GS-Matrix übernommen, wenn das Feld frei bleibt. Die Ströme sind mit Buchstaben (A-Z) und zusätzlich mit einer Nummerierung versehen. Im Anhang ist ein Übersichtflowsheet aller verschalteten Dampfverbraucher des Bilanzprogrammes dargestellt. Die Tabelle 2-1 zeigt den Aufbau des Bilanzprogrammes mit den wichtigsten Eingabe-, Ausgabe- und Berechnungstabellenblättern.

Tabelle 2-1: Aufbau XL-Dampf Bilanzprogramm

Blatt	Kurzbeschreibung
Info	Anleitung und Nomenklatur der Ströme
Inp_Prod	Eingabeblatt HP-Dampferzeuger
Calc_Prod	Berechnungsblatt HP-Dampferzeuger
Inp_Cons	Eingabeblatt Verbraucher
Calc_Cons	Berechnungsblatt Verbraucher
Turbinen	Berechnungsblatt Energiebilanz der Turbinen
GS unbek	GS-Matrix der Unbekannten
GS bek1-3	GS-Matrix der Bekannten
Check	Fehlersuche bzw. Prüfen der Ergebnisse
Ausgabe	Auflistung der Ergebnisse
Flow_Cons	Fließbild zu den Verbraucher
Flow_Prod	Fließbild zur HP-Dampferzeugung

Das Lösen der Bilanzgleichungen erfolgt durch das Gaußsche Eliminationsverfahren. Bei korrekter Erstellung der GS-Matrix, d.h. das System ist weder unter- noch überbestimmt, kann diese durch Betätigen einer Schaltfläche zur Lösung angestoßen werden. Die Abbildung 2-9 zeigt einen Ausschnitt des Eingabeblattes für die Dampfverbraucher inklusive der zur Lösung der Bilanz erforderlichen Schaltflächen. In den Formeln 2-11-2-13 ist der Aufbau des GS beschrieben [8].

		Gleichungssystem (GS) aufbauen		GS lösen		Eingabe reduzieren		Eingabe komplett	
BILANZ OK			m [kg/h]	p [bar abs]	T [°C]	h [kJ/kg]	Blätter zur Fehlersuche einblenden		
Proz.-Kond.-Stripper	MP-Dampf vom Header	M82	55003.00	51.99	424.00	3252.96			
	Prozesskondensat zum Stripper	U00	114550.00	54.45	114.00	482.05			Eingabe übe
	Austritt Kondensat-Vorwärmer (kalt) / U51			54.00	236.48	1021.13			
	Kondensat Austritt Stripper / U52			53.30	267.93	1174.72			
	Austritt Kondensat-Vorwärmer (warm) / U53			52.50	143.33	606.50			
	Stripperdampf zum Prozess	U01	59780.52	51.99	266.37	2792.56			
	Kondensat zur Abkühlstrecke (nach Entspannung)	U02		7.37	144.00	606.50			
	Eintritt 1. Tauscher			7.37	144.00	606.50			
	Austritt 1. Tauscher	U03		7.07	134.82	567.15			
	Eintritt 2. Tauscher			7.07	134.91	567.54			
	nach 2. Tauscher	U04		6.77	35.00	147.16			
	nach 3. Zumischung	U05		6.77	35.43	148.94			
	externes Kondensat 1	U11	0.00			0.00			
	externes Kondensat 2	U12	0.00			0.00			
	externes Kondensat 3	U13	4116.00	8.85	48.00	201.65			

Abbildung 2-9: Eingabeblattauschnitt Excel-Dampfbilanz „XL-Dampf“ [9]

$$a_{11} * x_1 + a_{12} * x_2 + \dots + a_{1n} * x_n = b_1 \quad \text{2-11}$$

$$a_{21} * x_1 + a_{22} * x_2 + \dots + a_{2n} * x_n = b_2 \quad \text{2-12}$$

⋮

$$a_{n1} * x_1 + a_{n2} * x_2 + \dots + a_{nn} * x_n = b_n \quad \text{2-13}$$

Das GS enthält nur die Materialbilanz, die Energiebilanz von den zur Berechnung stehenden Apparaten und Maschinen (z. B.: Turbinen, Entgaser, Kondensatbehälter, Vorwärmer ...) wird separat berechnet und mit der Materialbilanz gekoppelt. Anhand des Beispiel der CO₂-Kompressorturbine (dreistufige Turbine) kann die Koppelung der Materialbilanz und Energiebilanz veranschaulicht werden. In Abbildung 2-10 ist die Turbine mit den Eingangs- und Austrittsströmen dargestellt. Für dreistufige Turbinen mit Vorgabe von Leistung, Druckstufe und Wirkungsgrad sind zusätzlich die Vorgabe von zwei Strömen für die Berechnung der Bilanz nötig. Diese Ströme können von der bekannten oder unbekanntem Seite des GS kommen. Die Energiebilanz wird im Turbinenblatt (siehe Tabelle 2-1 „Turbine“) berechnet und an das Eingabeblatt (siehe Tabelle 2-1 „Inp_Cons“) zurückgegeben. Mit dieser Rückgabe eines berechneten Stromes vom Turbinenblatt an das Eingabeblatt erfolgt die Kopplung von Energie- und Massenbilanz [9]. Die notwendigen Stoffdaten des Dampfes für die Energiebilanzberechnung wird mittels Excel Add-In (H2O), basierend auf dem VDI-Wärmeatlas, bereitgestellt. Im Falle der Turbinenbilanz (2-14) werden Turbinenleistung, Entnahme (A50) und Zugabe (A70) als zusätzliche Informationen für die Turbinenberechnung benötigt.

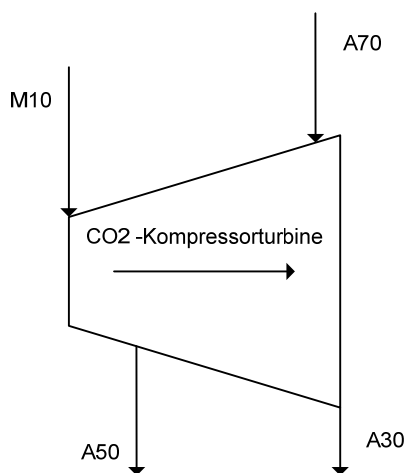


Abbildung 2-10: CO₂-Kompressorturbine [9]

$$M10 = A50 + A30 - A70$$

2-14

3. Charakterisierung des Ausgangsprozess

Grundlage für den Ausgangsprozess ist eine 3300 t/a Ammoniak-Harnstoffreferenzanlage. Die Anlage wird für die Untersuchungen in dieser Arbeit als reine Ammoniakanlage ohne Harnstoffkomplex betrachtet und wird als Iststand charakterisiert. Die Aufbereitung des belasteten Prozesskondensats in der Referenzanlage erfolgt mittels Stripper. Der PC-Stripper ist eine Bodenkolonne, wobei für den Stoff- und Wärmeaustausch standardgemäß 25 Siebböden in der Kolonne verbaut sind. Zusätzlich wird das Mitreißen von Flüssigkeiten mit einem Demister am Kopf des Strippers verhindert. Die Verunreinigungen (Ammoniak, Methanol, Ameisen- und Essigsäure) des Prozesskondensats entstehen bei katalytischen Reaktionen in der Synthesegaserzeugung [4]. Mit dem Einsatz von Dampf werden die unerwünschten Bestandteile des Prozesskondensats ausgetrieben.

Das belastete Prozesskondensat für den Stripper wird in der Referenzanlage an folgenden Stellen abgeschieden:

- nach der Abkühlstrecke der CO-Konvertierung
- nach der Methanisierung
- nach den Zwischenabscheider bei der Synthesegas-Kompression

Die Aufbereitung von Prozesskondensat beinhaltet folgende Bauteile für die Simulation [4]:

- PC-Stripper
- PC-Vorwärmer /-Kühler (ein Apparat)

In vielen Fällen, wie auch im Iststand, wird die PC-Vorwärmung und PC-Kühlung in einem Wärmeüberträger ausgeführt. Dabei wird der kalte Strom vom Gesamtprozess mit dem heißen Strom vom Sumpfprodukt des Strippers aufgeheizt.

3.1. Dampfsystem

Als Vorlage dient die gewählte Referenzanlage eines Ammoniak-Harnstoffkomplexes. Die Untersuchungen in dieser Arbeit erfolgen an einer Ammoniakanlage. Deshalb ist für die Deaktivierung des Harnstoffkomplexes ein Eingriff in das Dampfverbraucheretz der Referenzanlage notwendig. Die Berechnung der Dampferzeuger und des Dampfverbrauchernetzes erfolgt mit dem Bilanzprogramm XL-Dampf. An der Verbraucherseite wird die CO₂-Kompressorturbine, im Programm die Turbine 10, deaktiviert und damit der Verbrauch an Mitteldruckdampf (MP-Dampf) reduziert. Die Abschaltung der CO₂-Kompressorturbine bewirkt einen Überschuss an Niederdruckdampf (LP-Dampf). Die LP-Importdampfmenge wird dabei im Bilanzprogramm null gesetzt um den Überschuss an LP-Dampf zu egalisieren. Der Export an MP-Dampf wird für den Harnstoffkomplex deaktiviert. Dadurch werden zusätzlich der Frischwasserbedarf und Massendurchsatz von der Demineralisierungsanlage (Wasseraufbereitung) reduziert. Ein in das Verbrauchernetz eingebundener Hilfskessel ist für den Ausgleich der MP-Dampfschiene des Dampfsystems verantwortlich. Bei Bedarfslücken wird mit Hilfe von zusätzlicher Energie (Erdgas) ein Mangel an MP-Dampf kompensiert. Aufgrund der Abschaltung des Harnstoffkomplexes wird der zusätzliche MP-Dampfbedarf deutlich gesenkt und die Hilfskesselleistung um fast 90% reduziert. In Tabelle 3-1 sind die prozentuellen Änderungen vom Dampfverbraucheretz gegenüber der Ammoniak-Harnstoffreferenzanlage angezeigt.

Tabelle 3-1: Änderungen im Dampfverbraucheretz zwischen Referenzanlage und Iststand

	Referenzanlage [%]	Iststand [%]
Demineralisierung		
Frischwasserbedarf	100.00	57.71
Austritt Demineralisierung	100.00	82.16
Turbinenkondensat	100.00	87.44
Hilfskessel		
MP-Erzeugung	100.00	10.83
LP2-Dampfschiene		
LP-Erzeugung	100.00	18.11

Der größte Teil an Abwärme von der Ammoniakanlage wird für die Produktion von Hochdruckdampf (HP-Dampf) genutzt, dieser wird in den Dampfturbinen der Anlage zur Erzeugung mechanischer Arbeit genutzt und dient zusätzlich zur Entnahme von Mitteldruckdampf. In Abbildung 3-1 ist der Iststand des Dampferzeugersystems einer Ammoniakanlage dargestellt. Das heiße Spaltgas nach dem Sekundärreformer (03R001) wird über den Prozessgaskühler (03E001) und den Dampfüberhitzer (03E002) auf Eintrittstemperatur der HT-Shift ($T=370^{\circ}\text{C}$) abgekühlt. Mit dieser Abwärme erfolgt die Sattdampfproduktion (Dampftrommel) sowie ein Teil der HP-Dampfüberhitzung. Im Anschluss an den Dampfüberhitzer wird der HP-Dampf in der Konvektionszone des Rauchgaskanals (RGK) beim Primärreformer (03E015 und 03E014) weiter überhitzt. Für die Überhitzung werden Rohrbündel (Coils), die im geeigneten Temperaturbereich in der Konvektionszone verbaut sind, genutzt.

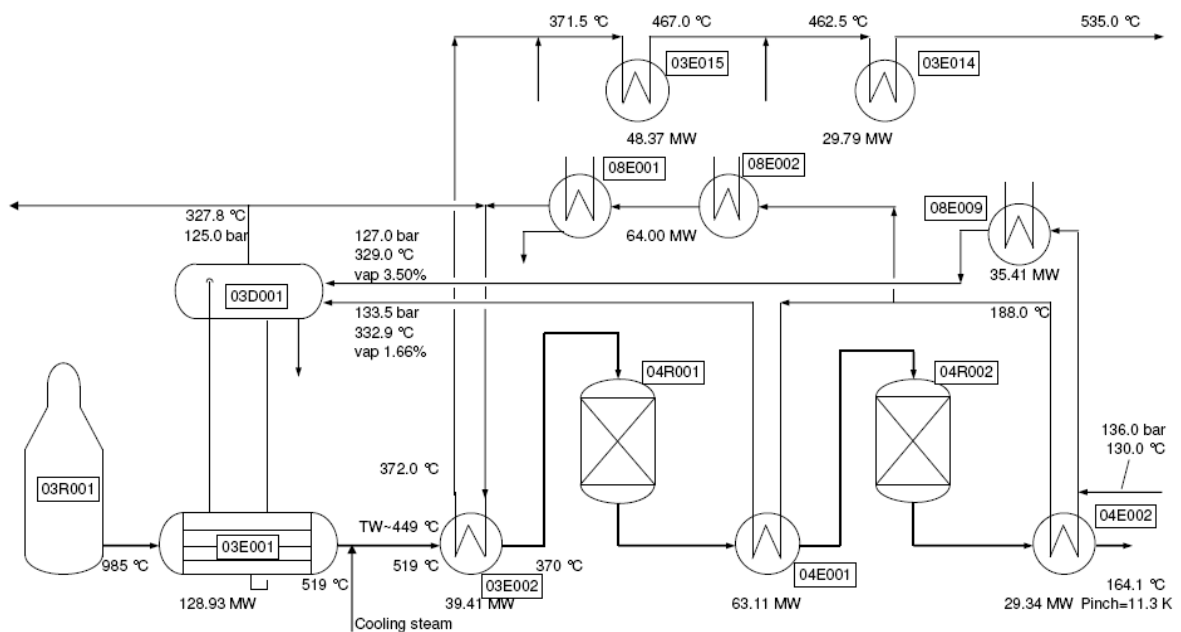


Abbildung 3-1: Iststand der Dampfproduktion [9]

Die Abwärmemengen der HT-Shift (04R001) und der LT-Shift (04R002) dienen zur Vorwärmung eines Großteils des Kesselspeisewassers (BFW) mittels der beiden BFW-Vorwärmer (04E001 und 04E002). Vom ersten Vorwärmer (04E002) wird ein Teil des Kesselspeisewassers auf eine Temperatur von $T_{\text{BFW}}=188^{\circ}\text{C}$ gebracht und im zweiten Vorwärmer (04E001) auf Verdampfungstemperatur von $T_{\text{BFW}}=329^{\circ}\text{C}$ und teilverdampft (1,66%), bevor es in die Dampftrommel (03D001) strömt, siehe

Abbildung 3-2. Der restliche Anteil an Kesselspeisewasser wird über die Abwärme der Ammoniaksynthese vorgewärmt. Die Darstellung des QT-Diagramms (Abbildung 3-2) beruht auf dem nutzbaren Bereich für die BFW-Aufheizung in dieser Arbeit, die Sattdampfproduktion und BFW-Vorwärmung der Ammoniaksynthese (08E001, 08E002 und 08E009) bleibt in dieser Arbeit unberührt. Die dargestellte Abkühlkurve (rot) zeigt die Abschnitte nach der HT-Shift sowie nach der LT-Shift. Die beiden Temperatursprünge (370-442°C und 200-226°C) stellen die Reaktionsabwärmen der Shiftreaktoren dar. Beim Synthesegas beginnt nach der LT-Shift durch die Abkühlung H₂O zu kondensieren. Der Taupunkt des Gemisches (171,52°C) wird durch den Knick in der Abkühlkurve sichtbar.

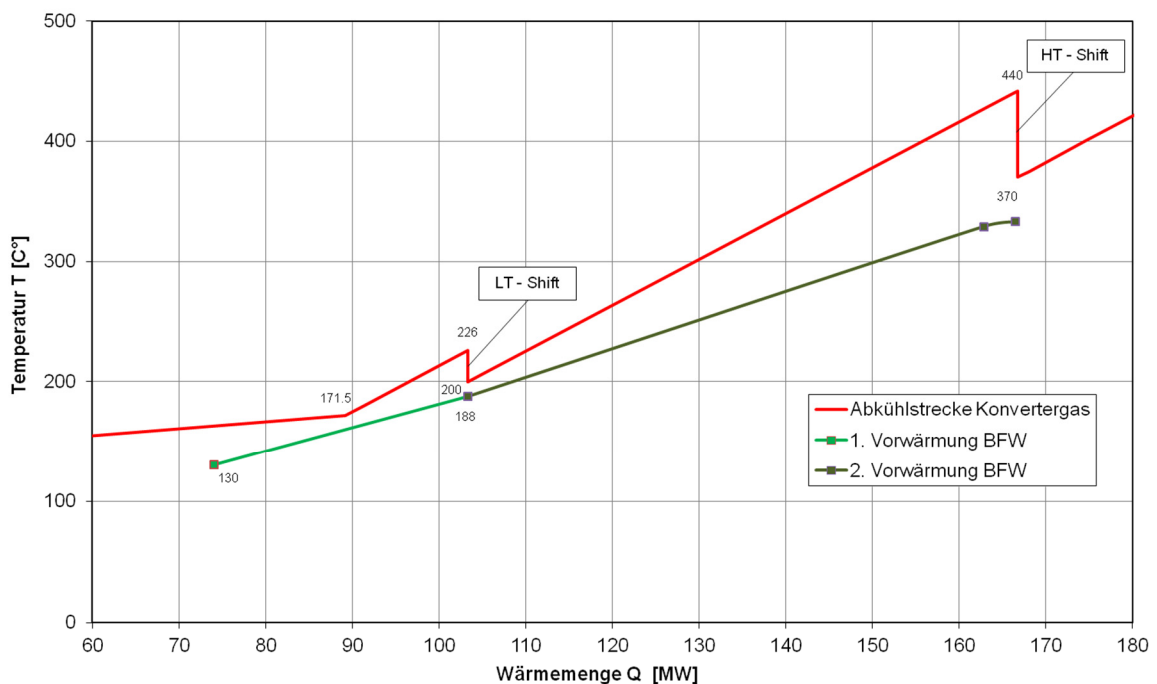


Abbildung 3-2: QT-Diagramm Iststand der HT-Shift und LT-Shift

In Abbildung 3-3 wird die Abkühlkurve der Konvektionszone des Rauchgaskanals beim Primärreformer vom Iststand abgebildet. Die farblich markierten Bereiche stellen die beiden HP-Überhitzercoils, Bereich 4 (HP-A) und 2 (HP-B), dar. Die Bereiche 1 und 5 werden für die Aufheizung des Erdgas-Dampfgemisches auf Reformierungstemperatur eingesetzt. Die Coils 3 und 7 wärmen die Prozessluft für den Sekundärreformer vor. Die Aufheizung des eingesetzten Erdgases für die

Entschwefelung wird in den Coils 6 und 9 durchgeführt. Der Bereich X ist für die Vorwärmung der Verbrennungsluft des Primärreformers verantwortlich. Die rote Markierung im Diagramm stellt die Abkühlkurve des Rauchgases vom Primärreformer und die grüne den Wärmebedarf der HP-Dampfüberhitzung dar.

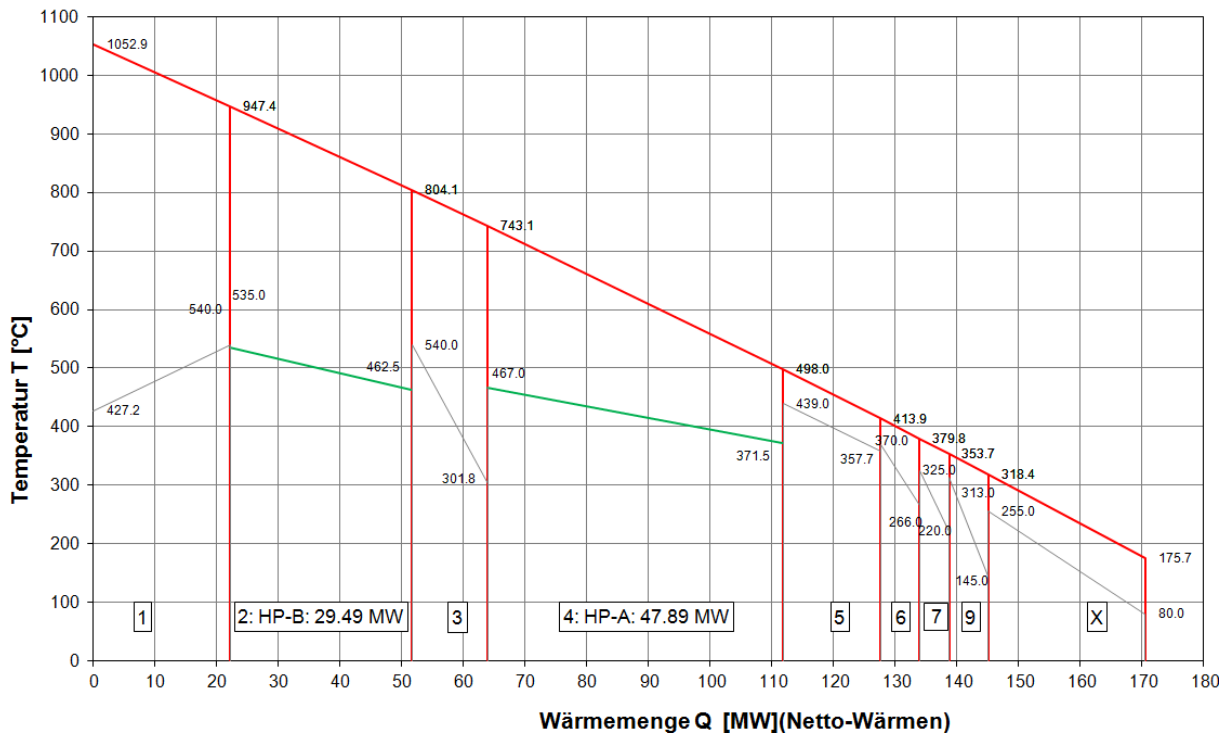


Abbildung 3-3: QT-Diagramm Iststand der Konvektionszone des Primärreformers

3.2. Prozesskondensatstripper

Im Iststand erfolgt die Aufbereitung, wie in der Einleitung dieses Kapitels beschrieben, mittels eines PC-Strippers. Grundsätzlich wird der Stripper mit Prozessdampf (MP-Dampf) betrieben. Dabei werden 20-30% der gesamten notwendigen Prozessdampfmenge über den Stripper geführt. Der eingesetzte MP-Dampf inklusive der ausgestrippten Komponenten verlässt den Stripper am Kopf unter Gleichgewichtsbedingungen und wird dem restlichen Prozessdampf wieder zugeführt. Die Prozessdampfmenge wird anschließend dem Einsatzgas zur Dampfreformierung zugemischt. Die Nachberechnung des PC-Stripper vom Iststand erfolgt mittels Aspen. Die Verschaltung des Strippers und die Stromdaten sind der Referenzanlage bzw. der internen TK-Uhde Fachanweisung [4] nachempfunden. In Abbildung 3-4 ist die Verschaltung der Simulation des PC-Strippers dargestellt. Die Grundoperationen für

die Simulation sind beim PC-Stripper ein RadFrac-Modell bzw. für die Vorwärmung und Kühlung des Prozesskondensats ein HeatX-Modell. Die Vorwärmung des Prozesskondensats (PC1) erfolgt mit dem Sumpfprodukt (PC3) der Kolonne. Gleichzeitig wird im Gegenstrombetrieb der Sumpfstrom (PC3) abgekühlt. Die Berechnung der Simulation wird mit dem Stoffdatenmodell „Steam-TA“ (H₂O-Dampf) berechnet. Dabei werden die Verunreinigungen des Prozesskondensats, die nur im ppm-Bereich vorkommen, vernachlässigt. Die Simulation wird für das Prozesskondensat mit Reinstoffdaten des H₂O durchgeführt. Um den exakten Massenstrom des Kopfstroms (SM) zu realisieren, wird eine DesignSpec eingesetzt. Diese variiert den heißen Austrittsstrom des Wärmeübertragers (41-E-901) und gibt die benötigte Aufheizleistung des PC-Einsatzstroms (PC2) für die festgelegte Kopfstrommenge (SM) aus.

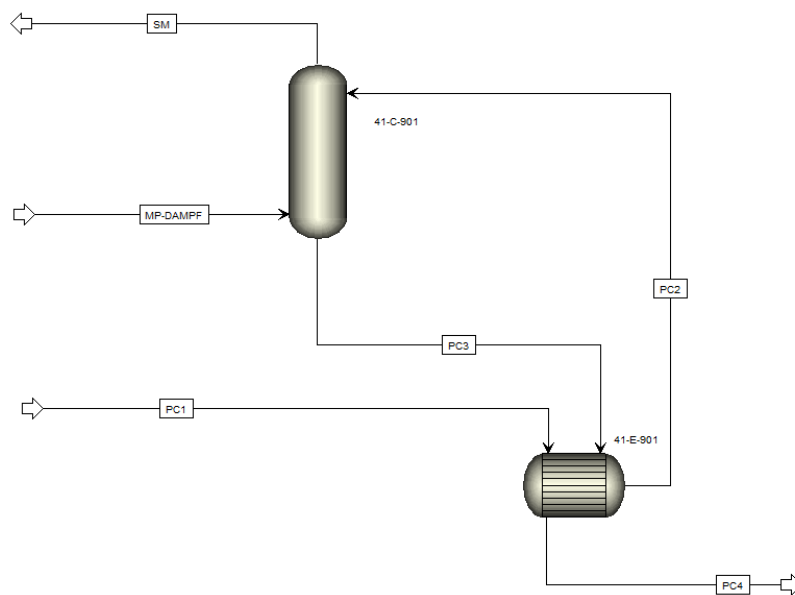


Abbildung 3-4: Simulation Iststand PC-Stripper

Einzigste Abweichung dieser Simulation vom Iststand ist die Austrittstemperatur (PC4) des Wärmeübertragers (41-E-901), die einen um $\sim 1,5^{\circ}\text{C}$ höheren Wert ergibt. Die Temperaturen am Kopf und Sumpf des PC –Strippers mit $T \sim 265^{\circ}\text{C}$ entsprechen dem Iststand. Die Iststandsleistung des Wärmeübertragers (41-E-901) wurde mit 16,5 MW ebenfalls erreicht. Die Ergebnisse der Nachberechnung spiegeln den Iststand wieder. Die entsprechende Stromtabelle zur Simulation des PC-Strippers ist in der Tabelle 3-2 dargestellt.

Tabelle 3-2: Stromtabelle PC-Stripper

	PC-Stripper		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m. [kg / h]
MP-Dampf	424.0	52.01	55003
PC1	114.0	54.46	114550
PC2	232.5	53.96	114550
PC3	264.6	50.54	109928
PC4	145.6	50.04	109928
SM	265.1	50.93	59623

4. Erstellung eines Simulationsmodells für den Einsatzgassättiger

4.1. Beschreibung des Modellaufbaus

Das Einsatzgassättigersystem (FGS) unterscheidet sich vom PC-Stripper durch die Verwendung eines anderen Betriebsmittels. Im Sättiger wird anstatt des MP-Dampfes das zur Dampfreformierung vorgesehene Erdgas im Gegenstrom zum Prozesskondensat eingesetzt. In Abbildung 4-1 ist eine FGS-Verschaltungsmöglichkeit mit mehreren PC-Einsatzströmen (PC5, PC6B und PC7B) dargestellt. Die Dampfsättigung des Erdgases mit dem S / C-Verhältnis 3:1 erfolgt über den Sättiger (41-C-901) und einen Strommischer (Mix-Feed). Das nicht verdampfte Prozesskondensat (CPS1) wird über einen Recyclingstrom (Recycle1) dem Sättiger wieder zugeführt. Die Aufwärmung erfolgt nach Zugabe (Strommischer) von anfallendem Prozesskondensat aus der Anlage über zwei in Reihe verschaltete Wärmeüberträger (WÜT). Die Steuerung des Druckniveaus für den PC-Eintritt (PC5) wird über eine im Kreislaufstrom verbaute Pumpe (Precycle) bewerkstelligt.

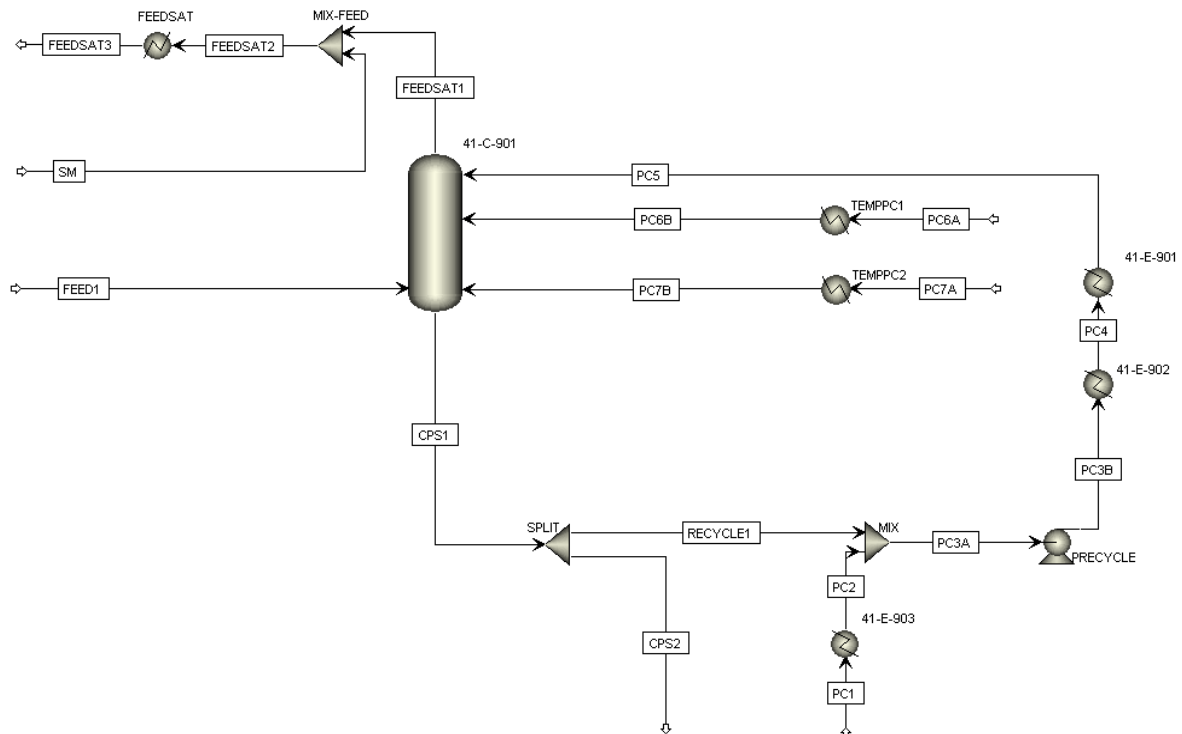


Abbildung 4-1: Verschaltung eines FGS-Systems mit mehreren PC-Eingangsströmen

Um eine Aufkonzentrierung des Kreislaufstroms mit Erdgaskomponenten, wie CH_4 od. C_2H_6 , entgegenzuwirken, wird eine Ausschlammung (Split) von Prozesskondensat nach dem FGS-Austritt (Sumpf) vorgesehen. Diese beträgt bei allen durchgeführten Untersuchungen 3% des nicht verdampften Prozesskondensats (CPS1). Der Sättiger wird für die Simulation vereinfacht mit insgesamt 25 Trennstufen dargestellt. Bei dieser Anzahl an Stufen verlässt das Erdgas / Dampfgemisch den Sättiger mit einer nahezu konstanten Austrittstemperatur T_A . Eine höhere Stufenanzahl hat nur noch minimale Auswirkungen auf die Austrittstemperatur T_A (Änderungen finden im Hunderstelbereich statt). Dies wird in Kapitel 4.2 näher erläutert. Um den Druckverlust berücksichtigen zu können, wird bei allen in der Simulation eingesetzten WÜT (heiße und kalte Ströme), Strommischer und Stromteiler ein Druckverlust von $\Delta p=0,5$ bar eingesetzt. Als Stoffdatenmodell kann für die PC-Vorwärmung das „Steam-TA“-Modell verwendet werden. Die PC-Ströme im Kreislauf besitzen zwar ausgewaschene Komponenten an Erdgas, da diese aufgrund der Ausschlammung sich im ppm-Bereich befinden, spiegelt das Dampfmodell die beste Berechnungsmethode für die nötige Wärmeleistung der WÜT wieder. Der Einsatzgassättiger selbst und alle Systemkomponenten, die Erdgaskomponenten beinhalten, werden mit dem von TK-Uhde adaptierten „SR-Polar“-Modell berechnet. Alle Massenströme (FEED1, PC1, PC6A und PC7A), sowie Druck und Temperatur für die Bereitstellung des einsatzfähigen Erdgas-Dampfgemisches werden aus der gewählten Referenzanlage übernommen.

4.2. Untersuchung von verschiedenen Verschaltungsmöglichkeiten

Der Sättiger bzw. das gesamte FGS-System bieten mehrere Freiheitsgrade zur Verschaltungsmöglichkeit sowie zur Einstellung verschiedener Betriebsparameter (Druck, Temperatur). Daraus lassen sich verschiedene Versionen für die PC-Eintrittstemperaturen verwirklichen. Diese sind abhängig von der PC-Vorwärmtemperatur und dem Wärmeeintrag des Erdgases in den Sättiger. Die Abbildung 4-2 zeigt eine Gegenüberstellung der Austrittstemperatur T_A am Kopf des Sättigers in Abhängigkeit zu deren Trennstufenanzahl. Diese Untersuchung erfolgt unter verschiedenen PC-Eintrittstemperaturen. Aus dem Diagramm ist abzulesen, dass ab der Verwendung von ca. 20 Trennstufen sich beim Sättiger am Kopfaustritt

ein Gleichgewicht einzustellen beginnt. Dieses wird bei 25 Trennstufen erreicht. Dabei ändert sich die Austrittstemperatur T_A nur mehr in der dritten Nachkommastelle. Deshalb wird die Berechnung des Sättigers generell bei allen Simulationen mit 25 Trennstufen durchgeführt. Weiters stellt das Diagramm den Einfluss der PC-Vorwärmung dar. Diese ist maßgeblich zur Einstellung des möglichen S / C-Verhältnisses im Sättiger.

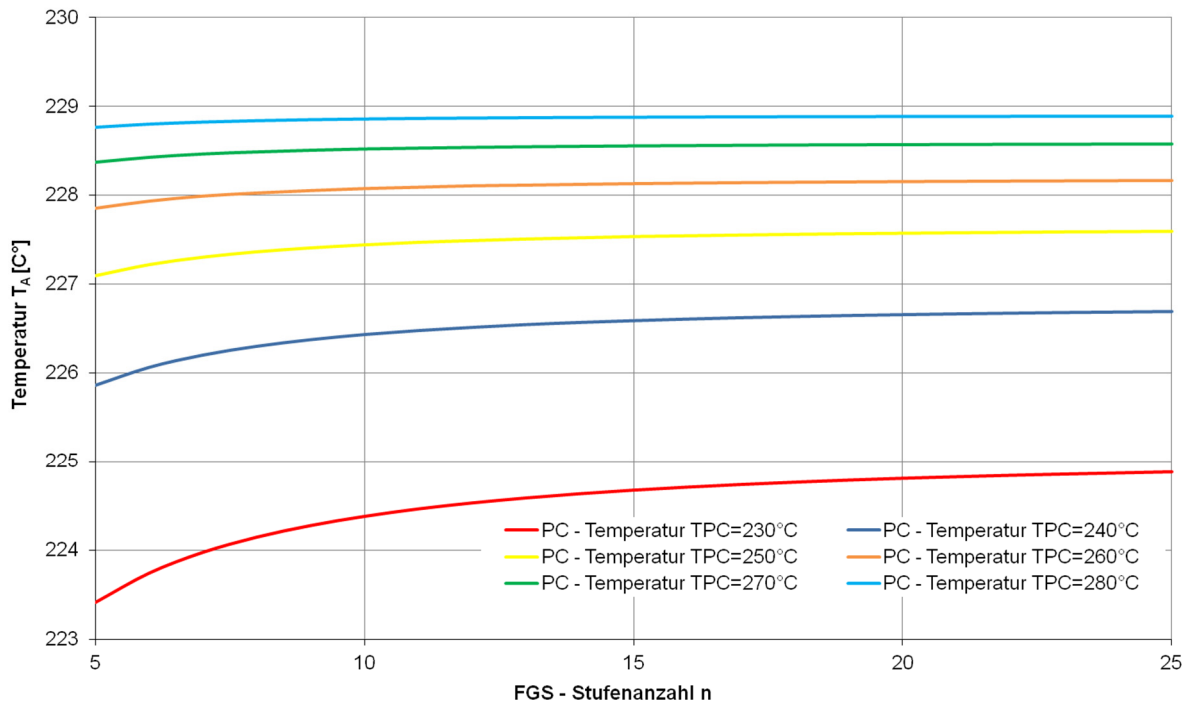


Abbildung 4-2: Einflüsse der PC-Vorwärmung und Trennstufenanzahl auf die Austrittstemperatur T_A

Das erreichbare S / C-Verhältnis am Austritt des Sättigers liegt bei verschiedenen PC-Einsatztemperaturen ($T_{PC}=230-280^{\circ}\text{C}$) zwischen 1,72-1,88 : 1. Der Erdgasstrom dient dabei als Hauptwärmequelle für den Betrieb des Sättigers. Die PC-Vorwärmtemperatur ist maßgebend für die Sättigungsfähigkeit des Erdgas-Dampfgemisches am Austritt des Sättigers verantwortlich. Dabei wird das Druckniveau der PC-Einsatzströme in den Sättiger so gewählt, dass keine Verdampfung des Prozesskondensats vor dem Einströmen in den Sättiger auftritt. Die Auswahl der PC-Vorwärmtemperatur erfolgt in Aspen über durchgeführte Sensitivitätsanalysen. Diese zeigen einen idealen Betrieb des Sättigers bei einer PC-Vorwärmung zwischen $T_{PC}=230-280^{\circ}\text{C}$ auf. Bei einem Betrieb unter $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ kommt es in der Simulation

beim Sättiger zu Konvergenzproblemen. Die Simulation kann das verwendete RadFrac-Modell des Sättigers, selbst bei Veränderung der Numerik, nicht mehr iterativ lösen. Weiters wird bei geringeren PC-Temperaturen der Prozessdampfbedarf für den Betrieb eines FGS-Systems zu hoch. Ein Betrieb über $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ würde aufgrund des festgelegten FGS-Druckniveaus von $p=50$ bar in der Simulation nicht sinnvoll sein. Die hohe PC-Eintrittstemperatur benötigt ein höheres Druckniveau von $p=65$ bar, um den geforderten flüssigen Eintritt zu gewährleisten. Mit den Ergebnissen der Sensitivitätsanalysen haben folgende Versionen für die weitere Untersuchung Relevanz:

1. Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom
2. Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom
3. Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom
4. Version 4 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren PC-Einsatzströme

Bei Version 4 werden insgesamt drei PC-Einsatzströme mit unterschiedlichen Temperaturniveaus eingesetzt. Der größte Teil des Prozesskondensats strömt über den Kreislaufstrom mit $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ in den Sättiger, die beiden übrigen Ströme werden unter Einhaltung der jeweiligen Trennstufentemperatur ($T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ und $T_{PC}=210^{\circ}\text{C}$) vorgewärmt und in die Kolonne geführt. Die Versionen 1-3 sind jeweils mit einem PC-Einsatzstrom, der im Kreislauf geführt wird, ausgestattet.

4.2.1. Version 1: $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem Prozesskondensateinsatzstrom

Bei der Verschaltung von Version 1 wird der PC-Einsatzstrom in den Sättiger auf eine Vorwärmtemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ aufgewärmt. Die Führung des nicht im Sättiger verdampften Prozesskondensats erfolgt beim FGS-System im Kreislauf. Zum Vergleich mit Abbildung 4-1 sind keine zusätzlichen PC-Einsatzströme in den Sättiger vorgesehen. Die Vorwärmung des Prozesskondensats erfolgt durch einen im Kreislaufstrom befindlichen WÜT. Für die Version 1 ist keine Zwischenvorwärmung durch einen zusätzlichen WÜT notwendig, da das nicht verdampfte Prozesskondensat am Sumpfaustritt des Sättigers eine bereits hohe Temperatur von $T_{PC}=192^{\circ}\text{C}$ aufweist. In der Simulation erfolgt jeder Strommix im PC-Kreislauf mit gleicher Temperatur. Das anfallende Prozesskondensat (PC1) aus der Anlage wird auf Kreislauftemperatur

($T_{PC}=192^{\circ}\text{C}$) vorgewärmt, bevor es über einen Strommischer (Mix) dem Kreislaufstrom zugeführt wird. Für das einzustellende Druckniveau ist eine im Kreislaufstrom verbaute Pumpe nötig. Die Druckeinstellung wird so gewählt, dass beim PC-Eintrittsstrom nach der letzten Vorwärmstufe (41-E-901) keine Verdampfung einsetzt. Die zugehörigen Stromdaten der Eintritts- und Austrittsströme von Version 1 sind in Tabelle 4-1 dargestellt. Das Aspen-Fließbild mit der vollständigen Stromtabelle aller im System vorkommenden Ströme ist im Anhang abgebildet. Die Aufwärmung auf eine PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ benötigt für den Betrieb eines FGS-Systems einen Bedarf von $Q=64,67$ MW an zusätzlicher Heizleistung. Der Prozessdampfverbrauch beträgt bei dieser Version $m=121121$ kg / h. Mit der Version 1 kann beim Sättiger am Kopfaustritt ein S / C-Verhältnis von 1,72 : 1 erreicht werden. Der restliche Anteil wird nach dem Sättiger über einen Strommischer (Mix-Feed) zugeführt.

Tabelle 4-1: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 1

	Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m [kg / h]
CPS2	191.8	49.5	23976
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT3	365.0	49.9	284329
PC1	114.0	54.5	114550
SM	424.0	52.0	121121

4.2.2. Version 2: $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem Prozesskondensateinsatzstrom

Die Version 2 unterscheidet sich in der Verschaltung kaum von Version 1, beide Versionen führen die PC-Vorwärmung mit der selben Vorgehensweise aus. In Tabelle 4-2 sind die dazugehörigen Eintritts- und Austrittsströme von Version 2 aufgelistet. Für die um $T=30^{\circ}\text{C}$ höhere PC-Eintrittstemperatur in den Sättiger ist zusätzlich eine Zwischenvorwärmung durch einen WÜT nach dem Strommischer vorgesehen. Dieser hebt die in Version 2 niedrigere Kreislauftemperatur ($T_{PC}=178,5^{\circ}\text{C}$) stufenweise in zwei Schritten auf die PC-Eintrittstemperatur von $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$. Die höhere Eintrittstemperatur in den Sättiger benötigt um $Q=8,25$ MW mehr zusätzliche Heizleistung als die Version 1. Diese Energie wird in Verdampfung umgesetzt und reduziert den PC-Kreislauf um fast 55% gegenüber Version 1. Dadurch erhöht sich das im Sättiger gebildete S / C-Verhältnis auf 1,85 : 1 und der zusätzliche

Prozessdampfbedarf wird auf $m=108730 \text{ kg / h}$ gesenkt. Für Version 2 kann dasselbe Druckniveau (Version 1) für den PC-Eintrittsstrom verwendet werden. Das Fließbild und die vollständige Stromtabelle befinden sich im Anhang.

Tabelle 4-2: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 2

	Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m [kg / h]
CPS2	178.5	49.5	11577
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT3	365.0	49.9	284341
PC1	114.0	54.5	114550
SM	424.0	52.0	108730

4.2.3. Version 3: $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem Prozesskondensateinsatzstrom

Die Version 3 mit einer PC-Eintrittstemperatur in den Sättiger von $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ hat dieselbe Vorgehensweise bei der PC-Vorwärmung, wie die zuvor beschriebene Version 2. Die Unterschiede zu den anderen Versionen liegen in einer höheren Aufheizung des Prozesskondensats (siehe Abbildung 4-1) der letzten PC-Vorwärmstufe (41-E-901) und im erhöhten Druckniveau im PC-Eintrittsstrom in den Sättiger. In Tabelle 4-3 sind die dazugehörigen Eintritts- und Austrittsströme aufgelistet. Die zusätzliche Heizleistung für die PC-Vorwärmung erhöht sich gegenüber der Version 2 um weitere $Q=1,91 \text{ MW}$. Aufgrund des dadurch höheren Energieeintrages in die Sättigerkolonne hat die Version 3 den niedrigsten Prozessdampfbedarf mit $m=105705 \text{ kg / h}$ und das höchste S / C-Verhältnis mit 1,88 : 1. Im Anhang sind das Fließbild und die vollständige Stromtabelle angeführt.

Tabelle 4-3: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 3

	Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m [kg / h]
CPS2	176.0	49.5	8550
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT3	365.0	49.9	284344
PC1	114.0	54.5	114550
SM	424.0	52.0	105705

4.2.4. Version 4: $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren Prozesskondensateinsatzströmen

Die Verschaltung der Version 4 (siehe Abbildung 4-1) unterscheidet sich von den übrigen drei Versionen durch mehrere PC-Einsatzströme in den Sättiger. Es sind in der Simulation drei Einsatzströme verbaut, jeweils mit unterschiedlichen Temperaturen. Dabei wird für die Simulation der Version 4 dieselbe Menge an Prozesskondensat ($PC1 + PC6 + PC7 = PC1$ von Version 1-3) wie bei den Versionen 1-3 verwendet. Die Tabelle 4-4 stellt die Eintritts- und Austrittsströme der Verschaltung dar. Der größte Teil wird mit der PC-Eintrittstemperatur von $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ über den Kreislaufstrom in den Sättiger eingetragen. Die beiden übrigen PC-Einsatzströme werden gemäß dem Temperaturprofil des Sättigers auf die benötigte Trennstufentemperatur vorgewärmt und in den Sättiger geleitet. Als Vorwärmtemperaturen sind die Temperaturen von $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ für Stufe 3 und $T_{PC}=210^{\circ}\text{C}$ für die Stufe 2 gewählt. Das Prozesskondensat wird vom Zulauf aus der Anlage abgezweigt und im WÜT auf Temperatur gebracht. Die Version 4 mit den zusätzlichen Einsatzströmen benötigt einen etwas höheren Prozessdampfbedarf ($m=106013 \text{ kg / h}$) als die Version 3 mit einem PC-Einsatzstrom. Das Druckniveau bleibt bei Version 4 gleich wie in der Version 3. Im Anhang sind das Fließbild und die vollständige Stromtabelle angeführt.

Tabelle 4-4: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 4

	Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m: [kg / h]
CPS2	176.2	49.5	8858
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT3	365.0	49.9	284344
PC1	114.0	54.5	99550
PC6A	114.0	54.5	10000
PC7A	114.0	54.5	5000
SM	424.0	52.0	106013

4.3. Vergleich der unterschiedlichen Versionen

Zum Vergleich werden die vier zuvor beschriebenen Versionen herangezogen, dabei sind die Versionen 1-3 von der Verschaltung ähnlich. Bei den ersten drei Versionen wird das Prozesskondensat für den Sättiger in einem Kreislaufstrom auf

Eintrittstemperatur gebracht. Der Unterschied dieser drei Versionen besteht hauptsächlich bei der PC-Eintrittstemperatur ($T_{PC}=230-280^{\circ}\text{C}$) in den Sättiger. Die Version 4 wird als einzige Version mit mehreren PC-Einsatzströmen betrieben. Die größte Menge an Prozesskondensat wird bei dieser Version ebenfalls über einen Kreislaufstrom in den Sättiger geführt. Bei sinkender PC-Eintrittstemperatur steigt der Massenstrom im Kreislauf überproportional stark an und bewegt sich zwischen $m=386000$ bis 890000 kg / h. Denn bei niedrigeren Temperaturen wird weniger H_2O verdampft und dadurch mehr H_2O im Kreislauf transportiert. Die hydraulische Belastung der Sättigerkolonne steigt mit sinkender Betriebstemperatur. Bei einem Vergleich der Versionen 1-3 sind die Unterschiede in der zusätzlich benötigten Heizleistung bis zu $Q=10$ MW. Die Version 1 hat den niedrigsten zusätzlichen Wärmebedarf mit $Q=64,67$ MW für den Betrieb des FGS-Systems und dadurch für die Einstellung des S / C-Verhältnisses von 3:1 den höchsten Prozessdampfverbrauch mit $m=121121$ kg / h. Den niedrigsten Prozessdampfbedarf weist die Version 3 mit $m=105705$ kg / h auf. Diese Version erreicht das beste Sättigungsverhältnis mit 1,88 : 1 am Kopfstrom des Sättigers. Die Version 2 benötigt im Vergleich für die PC-Aufwärmung auf $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ um $Q=1,91$ MW weniger Heizleistung und kann ein Verhältnis von 1,85 : 1 am Sättigerkopf erreichen. Zwischen den Versionen 1 und 2 ist der Sprung für die zusätzliche Heizleistung mit $Q=8,25$ MW größer als zwischen Version 2 und 3 ($Q=1,91$ MW). Die Version 4 hat gegenüber der Version 3 einen geringfügig kleineren Wärmebedarf sowie ein kleineres S / C-Verhältnis. Bei dieser Version ist der apparatetechnische Aufwand im FGS-System, aufgrund der zwei zusätzlichen PC-Einsatzströme mit den dadurch verbundenen Eintrittsverteilern und Wärmeüberträgern, exorbitant hoch. In Tabelle 4-5 sind die oben beschriebenen Versionen mit den Vergleichsdaten zusammengefasst dargestellt.

Tabelle 4-5: Vergleich von verschiedenen Versionen zur Verschaltungsmöglichkeit

	Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$	Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$	Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$	Version 4 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$
Prozessdampfbedarf [kg / h]	121121	108730	105705	106013
Massenstrom Kreislaufstrom [kg / h]	889760	488863	391003	385960
Wärmebedarf FGS-System [MW]	64.67	72.92	74.83	74.62
S / C-Verhältnis	1.72	1.85	1.88	1.88

Neben dem Vergleich der Modelle, muss auch die Einbindung in den Gesamtprozess betrachtet werden. Entscheidend für eine energetisch sinnvolle Nutzung des FGS-Systems ist eine Reduzierung der Verbrauchszahl. Dies wird durch eine möglichst geringe zusätzliche Heizleistung mit einer maximalen Reduktion des Prozessdampfbedarfs erreicht. Die Versionen 3 und 4 haben einen zu hohen zusätzlichen Wärmebedarf und sind für eine Modifizierung des Abwärmenutzungssystems ungeeignet, da bei diesen Versionen der Bedarf an Wärme, rund $Q=40$ MW, von hohen Energieniveaus (z. B. zusätzlicher Prozessdampf) groß ist. Dadurch steigt die Menge an benötigtem Prozessdampf und der Vorteil gegenüber den Versionen 1 und 2 verschwindet. Energetisch sinnvoller ist es, diese Wärmeenergie auf hohem Energieniveau rein für die Dampfproduktion zu nutzen und den produzierten Dampf in der Turbine zu entspannen. Dabei zeigt der Vergleich, dass der Einsatz mehrerer PC-Einsatzströme keinen zusätzlichen Nutzeffekt ergibt. Das Energieeinsparpotenzial ist gegenüber den Versionen 1-3 mit einem PC-Einsatzstrom unter 1 %, gegenüber dem in der Umsetzung höheren technischen Mehraufwand. Der Anteil an verdampftem Prozesskondensat im Einsatzstrom ist bei einem PC-Einsatzstrom in den Sättiger mitunter höher. Für die Einbindung in den Hauptprozess sind die Versionen 1 und 2 durch ihren geringeren Wärmebedarf für den Betrieb eines FGS-Systems am besten geeignet. Im Gesamtprozess wird das für die Dampfreformierung einsatzfähige Erdgas-Dampfgemisch aus dem FGS-System mit einem um 4,5 % niedrigeren S / C-Verhältnis als 3 : 1 für den Primärreformer bereitgestellt. Der restliche Anteil an Dampf wird im Sekundärreformer in Form von Prozessluft zugeführt. Für die Einbindung in den Gesamtprozess sind in Tabelle 4-6 die nötigen Einstellungen der Versionen 1 und 2 für das FGS-System angeführt.

Tabelle 4-6: Änderung der FGS-Einstellung beim Gesamtprozess

	FGS-System
S / C-Verhältnis	2.86
Prozesskondensattemperatur [°C]	114
Trennböden FGS	25
Ausschlämmung [%]	3.0
Druckverlust WÜT [bar]	0.50

5. Erstellung eines modifizierten Dampfsystems

Durch die Änderungen in der PC-Aufbereitung und deren Einschnitte in die Dampfverbraucherseite müssen auch die Dampferzeuger für die Einbindung des FGS-Systems modifiziert werden. Der nutzbare Bereich umfasst dabei die Abkühlstrecke hinter dem Sekundärreformer (03R001) und die Konvektionszone im Rauchgaskanal des Primärreformers (03E015 und 03E014). Die Abwärmenutzung der Ammoniaksynthese (08E009, 08E001 und 08E002) bleibt von einer Modifizierung unangetastet. Folgende Veränderungsmöglichkeiten der Dampferzeugung sind aus Voruntersuchungen zur Implementierung des FGS-Systems relevant (siehe Abbildung 3-1):

- Zwischen HT-Shiftreaktor (04R001) und LT-Shiftreaktor (04R002)
- Zwischen LT-Shiftreaktor und Kesselspeisevorwärmer (04E002)
- Erstes Überhitzercoil (03E015) in der Konvektionszone des Primärreformers
- Zweites Überhitzercoil (03E014) in der Konvektionszone des Primärreformers

5.1. Annahmen einer modifizierten Dampfproduktion

Ein wichtiger Punkt für die Modifizierung der Dampfproduktion ist die Festlegung der Grädigkeit (ΔT) beim Wärmeaustausch (Gas-Gas und Gas-Flüssigkeit) für die Synthesegasabkühlung, das bedeutet, die Berücksichtigung eines minimalen Temperaturgradienten, der nur mehr unter hohem Mehraufwand unterboten werden kann. Die betroffenen Teilgebiete des Gesamtprozesses sind die Konvektionszone des Primärreformers und die Abkühlstrecke des Synthesegases nach dem Sekundärreformer. Bei der Festlegung des ΔT sollen die Austauschflächen bei der Wärmeübertragung entsprechend deren Leistungen technisch sinnvoll gestaltet werden. Für die Untersuchungen bei der Dampfproduktion wird einheitlich ein ΔT von min. 10°C gewählt. Im Fall eines Wärmeaustausches (Gas-Gas) in der Konvektionszone wird ein ΔT von min. 20°C, aufgrund größerer Wärmeübergangswiderstände, angenommen. Ausnahme sind Verdampfungsvorgänge von Flüssigkeiten, hier wird ein ΔT von min. 50°C gewählt. Generell werden alle eingesetzten Wärmeüberträger (WÜT) in dieser Arbeit im Gegenstrom betrieben. Ein weiterer wichtiger Punkt sind kritische

Aufwärmtemperaturen einzelner Bereiche, wie die BFW-Vorwärmung zwischen der HT- und LT-Shift (Abbildung 3-2). In diesem Bereich hat die Abkühlkurve des Synthesegases, aufgrund von Reaktionsabwärmern und dem Taupunkt des H_2O , drei Knickpunkte. Diese sind bei der BFW-Aufheizung gesondert zu berücksichtigen. Dabei wird eine Temperaturgrenze für die Aufwärmung des ersten BFW-Vorwärmers von max. $T_{BFW}=188^{\circ}C$ gewählt. Ein weiterer Bereich, indem das besonders zu berücksichtigen ist, liegt in der Abnahme der Rauchgastemperatur in der Konvektionszone (siehe Abbildung 3-3). Ein kritischer Punkt ist die Kondensation des Wasserdampfes im Rauchgas. Dabei kommt es im Abgaskanal des Primärreformers zu Korrosionsproblemen, die aufgrund des negativen Einflusses auf die Lebensdauer des Rauchgaskanals zu vermeiden sind. Als kritische Abkühltemperatur werden Rauchgastemperaturen unter $T=140^{\circ}C$ betrachtet. In dieser Arbeit wird die max. Abkühltemperatur des Rauchgases mit $T=175^{\circ}C$ gewählt. Dies entspricht dem Iststand, wodurch sich die berechneten Werte besser miteinander vergleichen lassen.

5.2. Varianten einer modifizierten Dampfproduktion

Für die Variantenerstellung einer modifizierten Dampfproduktion mit integriertem FGS-System sind für die Wärmenutzung nur Quellen auf einem möglichst niedrigem Energieniveau sinnvoll. Die Variantenerstellung steht unter dem Grundsatz, die HP-Dampfproduktion so wenig wie möglich anzutasten. Für diese Untersuchung werden die erarbeiteten FGS-Versionen 1 und 2 ($T_{PC}=230^{\circ}C$ und $T_{PC}=260^{\circ}C$) aus Kapitel 4 verwendet. Die Nutzung des Dampfsystems für höhere Aufwärmtemperaturen erfordert Wärmequellen von größerem Energieniveau und würde die HP-Dampfproduktion in einem zu starken Ausmaß beeinflussen. Dabei sollen für die PC-Vorwärmung Teilbereiche von niedrigen Energieniveau aus der Dampferzeugung, wie z. B. Abwärme nach der LT-Shift, verwendet werden. Die PC-Aufwärmung erfolgt bei den gewählten FGS-Versionen bis max. $T_{PC}=200^{\circ}C$ mit Abwärme aus der Abkühlstrecke des Synthesegases (HT- und LT-Shift). Der Rest an Wärme wird über Zusatzwärmeleistungen, Dampf mit einer Sättigungstemperatur T_{SAT} von $5^{\circ}C$ über der PC-Einsatztemperatur des verwendeten FGS-Modells, zugeführt. Weiters soll der Erdgas-Dampfstrom nach der externen Dampfzugabe (siehe Abbildung 4-1, MIX-FEED) eine Temperatur von $T_{FG}=365^{\circ}C$ erreichen. Durch Reduzierung der Leistungen bei den HP-Überhitzercoils im Rauchgaskanal wird der zusätzliche Wärmebedarf zur

Verfügung gestellt. Dabei wird die benötigte Wärmeenergie für das Erdgas-Dampfgemisch von den HP-Überhitzercoils auf das FG-Vorwärmercoil übertragen. Die Reduktion der HP-Coilleistungen übt einen nicht minder schwachen Einfluss auf die HP-Dampfproduktion aus. Aus diesem Grund werden alle Änderungen an den Überhitzerleistungen der Coils so durchgeführt, dass sich die HP-Dampfproduktion um nicht mehr als 10% reduziert wird. Eine höhere Reduktion hätte zu große Auswirkungen auf die MP-Dampfentnahme (Prozessdampf) der Dampfturbinen. Dies würde wiederum zu einer Zunahme der Hilfskesselleistung führen. Die Variantenerstellung für die PC-Aufwärmung des Sättigers greift hauptsächlich in dem Bereich der BFW-Vorwärmung bei der LT-Shift und HT-Shift ein. Es werden die Temperatursprünge, der Reaktionsabwärme von der LT-Shift sowie der Übergang zur HT-Shift genutzt (siehe Abbildung 3-2). Aufgrund dieser Erkenntnisse haben folgende Varianten einer modifizierten Dampfproduktion für den Betrieb eines FGS-Systems Relevanz:

- Variante 1: PC-Vorwärmung bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ mit der Abwärme von der LT-Shift
- Variante 2: PC-Vorwärmung bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ mit der Abwärme von der HT-Shift
- Variante 3: PC-Vorwärmung bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ mit der Abwärme von der LT-Shift und HT-Shift

Für die Variante 1 und 2 wird die gesamte benötigte Wärmemenge zur PC-Vorwärmung bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ aus der LT-Shift oder HT-Shift entnommen. In der Variante 3 wird die PC-Vorwärmung bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ in zwei Teile gesplittet, wobei der erste Teil der Vorwärmung mit der Abwärme der LT-Shift und die noch verbleibende Vorwärmung mit der Abwärme von der HT-Shift erfolgt. In allen drei Varianten wird die zusätzliche Wärmemenge (siehe Abbildung 4-1, FEEDSAT) für das gesättigte Einsatzgas über die Leistungsreduktion der beiden HP-Überhitzercoils bereitgestellt.

5.3. Variantenvergleich der modifizierten Dampfproduktion

Die zuvor beschriebenen drei Varianten einer modifizierten Dampfproduktion werden zueinander hinsichtlich ihrer HP-Dampfmenge verglichen. In diesem Vergleich sollen zusätzlich die Einflüsse der beiden FGS-Versionen 1 und 2 (Kapitel 4) auf die zur Wärmebereitstellung verwendeten Teilbereiche der Dampfproduktion untersucht

werden. In der Tabelle 5-1 und Tabelle 5-2 sind die beiden FGS-Versionen 1 und 2 mit den zuvor beschriebenen drei Varianten der Dampfproduktion hinsichtlich deren Einfluss aufgelistet. Dabei wird die prozentuale Aufteilung des gesamten Wärmebedarfs für die PC-Vorwärmung der FGS-Modelle auf die Dampferzeuger dargestellt. Die FGS-Version 1 hat gegenüber FGS-Version 2 einen insgesamt um 11% niedrigeren Gesamtwärmebedarf. Infolgedessen wird bei Version 1 die BFW-Vorwärmung bei der HT- und LT-Shift in den drei untersuchten Dampfproduktionsvarianten am wenigsten beeinflusst. Ein großer Teil des Wärmebedarfs (über 50%) von beiden FGS-Versionen wird mit Heizdampf ins System eingebracht. Diese Leistung ist in FGS-Version 2 mit 63% am größten, bedingt durch die höhere PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$. Der eingesetzte Heizdampf von Version 2 besitzt dadurch eine höhere Sättigungstemperatur. Zwischen den beiden FGS-Versionen 1 und 2 herrscht ein Druckunterschied beim Heizdampf von $\Delta p=20$ bar. Bei FGS-Version 1 wird Heizdampf bei $p=31$ bar und bei Version 2 von $p=51$ bar verwendet. Dadurch kann der in Version 1 eingesetzte Dampf zusätzliche mechanische Arbeit in der Turbine leisten.

Tabelle 5-1: Wärmeleistung für die PC-Aufwärmung der FGS-Version 1

FGS-Version 1	HT-Shift [%]	LT-Shift [%]	Heizdampf [%]
Dampfproduktion Variante 1	-	38	62
Dampfproduktion Variante 2	38	-	62
Dampfproduktion Variante 3	18	20	62

Tabelle 5-2: Wärmeleistung für die PC-Aufwärmung der FGS-Version 2

FGS-Version 2	HT-Shift [%]	LT-Shift [%]	Heizdampf [%]
Dampfproduktion Variante 1	-	37	63
Dampfproduktion Variante 2	37	-	63
Dampfproduktion Variante 3	22	15	63

Generell wird die BFW-Vorwärmung bei der FGS-Version 1 geringer als bei FGS-Version 2 beeinflusst. Die Tabelle 5-3 stellt die Auswirkungen beider Versionen auf die HP-Dampfproduktion gegenüber. Dabei sind die Schwankungen der HP-Dampfproduktion in den drei Varianten auf die unterschiedliche Vorwärmtemperatur

des ersten BFW-Vorwärmers (siehe Abbildung 3-1, 04E002) zurückzuführen. Der Iststand bildet in der Tabelle die Referenzgröße mit 100%. Die HP-Dampfproduktion wird bei beiden FGS-Versionen beeinflusst, wobei die Version 2 die niedrigste Produktionsmenge aufweist. In FGS-Version 2, Variante 2 sinkt die HP-Dampfproduktion dabei auf 91,1% der Iststandsproduktion. Die besten Ergebnisse im Hinblick auf die Dampfproduktion lassen sich bei Variante 3 (93,8 % des Iststandes) mit der FGS-Version 1 erzielen. Bei Verwendung von FGS-Version 2 ist die Variante 1, die mit den geringsten Einschnitten in die Dampfproduktion. Für die weiteren Untersuchungen am Dampfsystem ist die Dampfproduktion der Variante 3 zu bevorzugen. Diese Variante bietet, durch die Verwendung der Abwärme von HT- und LT-Shift, eine bessere Einstellmöglichkeit der Temperaturniveaus von den abgezweigten Wärmemengen zur PC-Vorwärmung. Weiters können höhere BFW-Aufheiztemperaturen beim ersten BFW-Vorwärmer erzielt werden. Schlussfolgernd aus der Untersuchung soll der Eingriff in die Iststandsdampfproduktion so gering wie möglich sein. Es ist thermodynamisch effizienter, die Aufwärmung des Prozesskondensats ausschließlich mit Dampf der in einer Turbine Arbeit geleistet hat, zu betreiben. Dabei verbleibt die nicht umgesetzte Wärmemenge vollständig im Dampf und wird zur PC-Vorwärmung genutzt.

Tabelle 5-3: Vergleich der HP-Dampfproduktion

Iststand [100%]	FGS-Version 1 [%]	FGS-Version 2 [%]
Dampfproduktion Variante 1	93.6	93.1
Dampfproduktion Variante 2	91.8	91.1
Dampfproduktion Variante 3	93.8	92.8

5.4. Variantenübersicht des modifizierten Dampfsystem

Aus den Erkenntnissen des Einflusses der PC-Vorwärmung auf die HP-Dampfproduktion der Gesamtanlage (Kapitel 5.3) wird durch die Einbeziehung der spezifischen Dampfverbraucher der FGS-Versionen, wie Prozessdampfbedarf (S / C-Verhältnis) und Ausschlammung, ein modifiziertes Dampfsystem erstellt. Die beiden FGS-Versionen 1 und 2 mit einer PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ und $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ bilden die Grundlage für die Erstellung eines modifizierten Dampfsystem. Dabei werden drei Varianten für einen späteren Ergebnisvergleich erstellt. In Tabelle

5-4 ist eine Variantenübersicht der modifizierten Dampfsysteme unter Einbeziehung der PC-Vorwärmung mit den FGS-Versionen 1 und 2 aufgelistet. Bei den Varianten 1 und 2 erfolgt die gesamte PC-Vorwärmung des FGS-Systems ausschließlich mit Heizdampf. Aufgrund der geringeren PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ werden diese Varianten mit FGS-Version 1 betrieben. Beim Dampfsystem Variante 3 fließen die Ergebnisse aus Kapitel 5.3 zur PC-Vorwärmung ein. Diese Variante unterteilt sich in die Variante 3a mit FGS-Version 1 und Variante 3b mit FGS-Version 2. Dabei wird bei beiden Systemen die Aufheizung des Prozesskondensats bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ mit Teilen der Abwärme von HT- und LT-Shift durchgeführt. Die restliche Wärmeleistung erfolgt mit zugeführtem Heizdampf. Die Bereitstellung an benötigter Wärmeleistung zur PC-Vorwärmung bei beiden FGS-Verschaltungen wird in den Kapiteln 5.4.1-5.4.3 näher eingegangen.

Tabelle 5-4: Variantenübersicht des modifizierten Dampfsystem

	FGS-Version	Wärmeleistung zur PC-Vorwärmung (100%)		
		Heizdampf	Abwärme LT-Shift	Abwärme HT-Shift
Dampfsystem Variante 1	Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$)	ja (100%)	nein	nein
Dampfsystem Variante 2	Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$)	ja (100%)	nein	nein
Dampfsystem Variante 3a	Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$)	ja (62%)	ja (20%)	ja (18%)
Dampfsystem Variante 3b	Version 2 ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$)	ja (63%)	ja (15%)	ja (22%)

Für die Bilanzierung der Dampfverbraucher in den drei Dampfsystemen wird der abgezweigte Heizdampf für die PC-Vorwärmung als Prozessdampf (MP-Dampf) angenommen. Grund der Annahme ist, dass zur Berechnung keine freien Dampfschienen im Programm zur Verfügung stehen. Dadurch werden diese Dampf abzweigungen als Exportstrom der MP-Schiene bilanziert. Weiters erfolgt die Integrierung der Ausschlammung (3%) vom Sumpfaustritt der beiden FGS-Versionen zur Bilanzierung der Demineralisierung. Um Verdampfung bei der Demineralisierung zu verhindern, wird für die Bilanzierung der Dampfverbraucher die Vorwärmleistung des Austrittsstromes um 5 % reduziert. Die Abwärmenutzung der einzelnen Dampfsystemvarianten ist durch die unterschiedliche PC-Vorwärmung bestimmt.

5.4.1. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 1

Zunächst wird die Bereitstellung der benötigten Wärmeleistungen vom Dampfsystem zur PC-Vorwärmung anhand der FGS-Verschaltung von Version 1 (Kapitel 4) beschrieben. Danach werden die für das Dampfsystem Variante 1 relevanten Einflussparameter kurz erläutert. In Abbildung 5-1 ist ein Fließbild von FGS-Version 1 mit zugehöriger Wärmezufuhr vom Dampfsystem der Variante 1 dargestellt. Die Bereitstellung der PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ erfolgt im Kreislaufstrom mit zusätzlichen Wärmeüberträgern (41-E-902 und 41-E-904). Dabei werden die heißen Ströme (Turbinendampf TS1-TS4) und kalten Ströme (Prozesskondensat PC1-PC5) getrennt voneinander betrachtet. Dies erfolgt in der Simulation jeweils mit zwei Heater-Modellen, die über Wärmeströme (TSA, TSB, TSC und TSD) miteinander verbunden sind. Die Trennung hat den Vorteil, den Abkühlungsvorgang von Stoffströmen mit unterschiedlichen Stoffdatenmodellen zu berechnen. Für die Zwischenvorwärmung bzw. für die finale PC-Vorwärmung im Kreislaufstrom, wird Turbinendampf mit unterschiedlichen Sättigungstemperaturen T_s verwendet. Diese Temperaturen liegen in jedem Fall um $T=5^{\circ}\text{C}$ über der Temperatur des aufzuwärmenden PC-Stromes. Mit den daraus resultierenden kondensierten Dampfströmen der Kreislaufvorwärmung, wird der vom Gesamtprozess kommende PC-Strom in zwei Stufen (41-E-903 und 41-E-904) auf Kreislauftemperatur aufgeheizt. Damit kommt die Simulation für das Dampfsystem der Variante 1 ohne zusätzliche Wärmequellen aus dem Gesamtprozess, wie z. B. der Abwärme von HT-Shift und LT-Shift, aus. Es wird für die Bereitstellung des PC-Vorwärmprozesses ausschließlich Wärmeenergie aus Dampf verwendet, der in Turbinen bereits Arbeit geleistet hat.

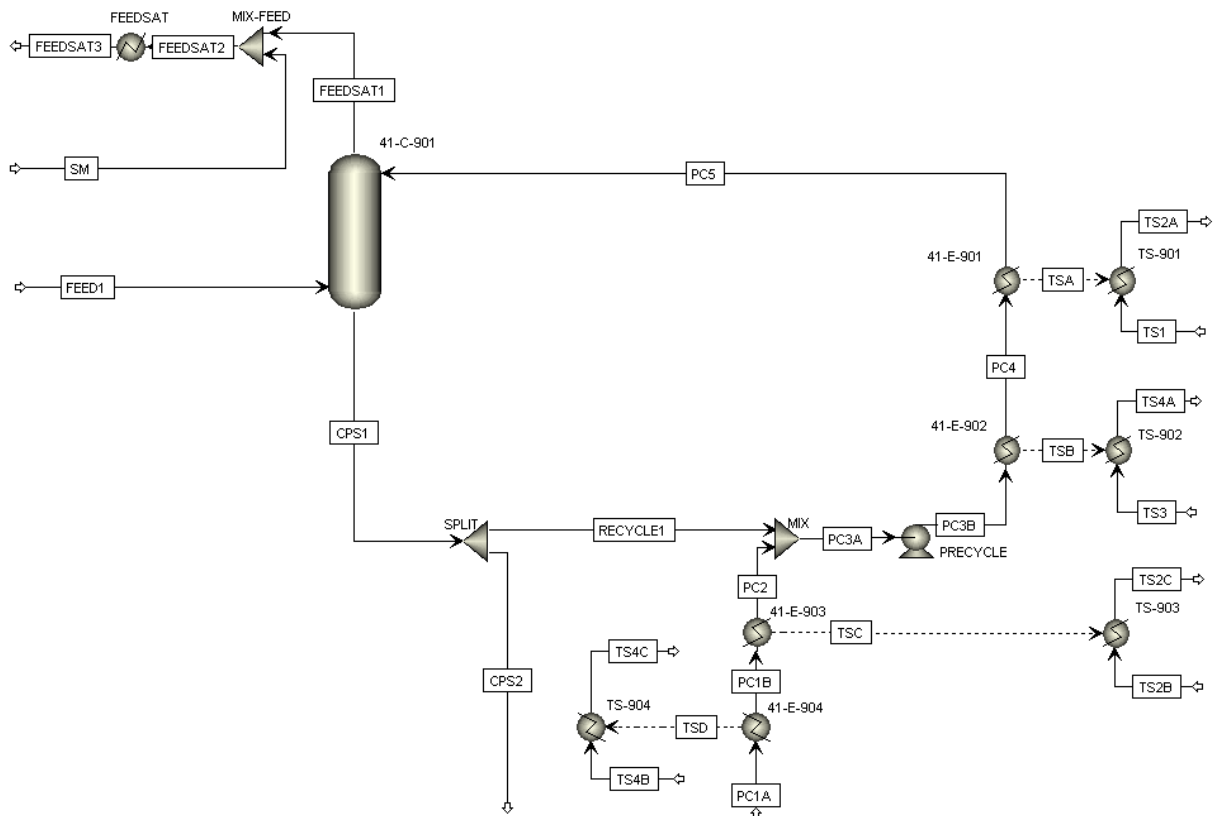


Abbildung 5-1: Fließbild Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 1

Diese verschiedenen Wärmenutzungsquellen vom Dampfsystem üben einen starken Einfluss auf den Prozessdampfbedarf (inkl. Heizdampf) des Gesamtprozesses aus. Durch das reduzierte S / C-Verhältnis von 2,86 : 1 (siehe Kapitel 4), wird der zusätzliche Prozessdampfbedarf, nach dem Kopfaustritt des Sättigers, auf $m=111104 \text{ kg / h}$ gesenkt. Aus dieser Senkung ergibt sich eine zusätzlich benötigte Wärmeenergie von $Q=12,58 \text{ MW}$ zur Aufheizung des Erdgas-Dampfgemisches (FEEDSAT). Diese Energie wird aus der Leistungsreduktion der HP-Überhitzercoils in der Konvektionszone beim Primärreformer generiert. Insgesamt wird für das FGS-System ein Wärmebedarf von $Q=65,14 \text{ MW}$ aufgewendet. Die Wärmemengen für die PC-Vorwärmung im Kreislaufstrom betragen $Q=41,87 \text{ MW}$ und werden aus Heizdampf generiert. Für die erste Vorwärmstufe (41-E-902) wird Dampf auf einem Druckniveau von $p=21 \text{ bar}$ und für die zweite Stufe (41-E-901) von $p=31 \text{ bar}$ bereitgestellt. Für den gesamten PC-Aufwärmprozess wird insgesamt eine Menge von $m=76000 \text{ kg / h}$ an Heizdampf von dem Dampfsystem von Variante 1 abgezweigt. Für das Druckniveau von $p=31 \text{ bar}$ werden $m=38600 \text{ kg / h}$ entnommen und der restliche Teil erfolgt bei der Druckstufe von $p=21 \text{ bar}$. Die notwendigen Wärmeströme vom Dampfsystem der

Variante 1 sind in Tabelle 5-5 aufgelistet. Die gesamte Stoffstromtabelle und das Fließbild für die Wärmebedarfsdeckung vom Dampfsystem Variante 1 befinden sich im Anhang.

Tabelle 5-5: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 1

	Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 1		
	T [°C]	p [bar]	m: [kg / h]
SM	424.0	52.0	111104
TS1	360.2	30.6	38600
TS2A	234.1	30.1	38600
TS2B	234.1	30.1	38600
TS2C	165.5	29.6	38600
TS3	319.7	21.1	37400
TS4A	213.8	20.6	37400
TS4B	213.8	20.6	37400
TS4C	124.8	20.1	37400

5.4.2. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 2

Ziel des Dampfsystems von Variante 2 ist es, den Einfluss auf die HP-Dampfproduktion geringer als in Variante 1 (Abbildung 5-1) zu halten. Hierfür wird die FGS-Version 1 verwendet. Dabei wird für das Dampfsystem der Variante 2 ein zusätzlicher WÜT (Heater) für die Aufheizung des Erdgas-Dampfgemisches am Austrittsstrom des Sättigers verbaut. Ansonsten ist die Vorgehensweise bei der Vorwärmung des Kreislaufstromes sowie der Aufheizung des Prozesskondensats aus dem Gesamtprozess analog zum Dampfsystem Variante 1. Die zusätzliche Vorheizung des Erdgas-Dampfgemisches vor der Strommischung (MIX-FEED) erfolgt bis zu einer Temperatur von $T_{FGS}=310^{\circ}\text{C}$. Dadurch reduziert sich die Wärmemenge, die aus der Abzweigung von den HP-Überhitzercoils generiert wird, von $Q=12,58$ auf $Q=2,70$ MW. Die Vorheizung des Erdgas-Dampfgemisches erfolgt mit zusätzlichem Prozessdampf (MP-Dampf). Dieser nach der Aufheizung teilkondensierte Dampf wird weiter zur finalen PC-Vorwärmung ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) des Einsatzstromes in den Sättiger verwendet. Zusätzlich erfolgt aus dem Kondensat die PC-Vorwärmung (41-E-903) auf Kreislauftemperatur. Um diese Vorwärmeschritte unter Einhaltung des gewählten min. ΔT von 10°C durchzuführen, ist eine Menge von $m=51000$ kg / h an MP-Dampf nötig. Die Zwischenvorwärmungen im Kreislaufstrom (41-E-902) sowie in der PC-Zuführung

zum Kreislauf (41-E-904), werden mit Dampf des Druckniveaus von $p=21$ bar, wie beim Dampfsystem Variante 1, ausgeführt. Beim Dampfsystem von Variante 2 sind bei der PC-Vorwärmung und der zusätzlichen Erdgas-Dampfaufheizung ein Massenstrom von insgesamt $m=88400$ kg / h an Prozessdampf (inkl. Heizdampf) von den Turbinen notwendig. Die Tabelle 5-6 stellt die dafür nötigen Dampfströme sowie deren Kondensate zur Bereitstellung des Wärmebedarfs aus dem Dampfsystem Variante 2 dar. Die gesamte Stromtabelle und die FGS-Verschaltung für die Wärmebedarfsdeckung vom Dampfsystem Variante 2 ist im Anhang angeführt.

Tabelle 5-6: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 2

	Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 2		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
SM	424.0	52.0	111104
TS1A	424.0	52.0	51000
TS1B	265.8	51.5	51000
TS1C	265.8	51.5	51000
TS2A	246.5	51.0	51000
TS2B	246.5	51.0	51000
TS2C	166.5	50.5	51000
TS3	319.7	21.1	37400
TS4A	213.8	20.6	37400
TS4B	213.8	20.6	37400
TS4C	124.8	20.1	37400

5.4.3. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3

Ziel beim Dampfsystem Variante 3 ist eine zusätzliche Nutzung der Abwärme von der HT- und LT-Shift zur PC-Vorwärmung. Dabei wird die restliche Wärmeleistung, wie bei Variante 1 und 2 mit Heizdampf zugeführt. Die Bereitstellung des Wärmebedarfs vom Dampfsystem wird mit den beiden FGS-Versionen 1 und 2 untersucht. Diese teilen sich nach den PC-Einsatztemperaturen von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ und $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ in Variante 3a und 3b auf. Die PC-Vorwärmung erfolgt nur bis max. $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ (siehe Kapitel 4.2) mit der Abwärme von der HT- und LT-Shift. Die PC-Vorwärmung auf die Kreislaufftemperatur und die Vorwärmung bis zur PC-Einsatztemperatur in den Sättiger erfolgt bei beiden Verschaltungen in zwei Stufen. Dabei ist es wichtig, die verschiedenen Abkühlverhalten der eingesetzten Ströme mit den zugehörigen Stoffdatenmodellen berechnen zu können. Die zugehörigen Fließbilder für die

Wärmebedarfsdeckung vom Dampfsystem zur Variante 3a und 3b befinden sich im Anhang.

5.4.3.1. PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3a ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$)

Als Grundlage für die PC-Vorwärmung mit dem Dampfsystem Variante 3a dient die Verschaltung von FGS-Version 1. Die Aufheizung des Prozesskondensats erfolgt mit Heizdampf und der Abwärme des Konvertergases von HT- und LT-Shift. Dabei wird die Abwärme von der HT-Shift für die Zwischenvorwärmung des Prozesskondensates von $T_{PC}=192^{\circ}\text{C}$ auf $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ verwendet, wofür eine Wärmeleistung von insgesamt $Q=9,38$ MW notwendig ist, die bei der BFW-Vorwärmung abgezweigt wird. Die Abzweigung erfolgt auf einem Temperaturniveau der Abkühlstrecke von $T=239^{\circ}\text{C}$. Dabei wird das Konvertergas der HT-Shift bis zu einer Temperatur von $T=203^{\circ}\text{C}$ genutzt. Der Bereich der LT-Shiftabwärme umfasst die Abwärmeenergie des Konvertergases nach Verlassen des LT-Reaktors. Die nutzbaren Bereiche des Gases werden dabei in zwei PC-Teilvorwärmungen für die Bereitstellung der benötigten Wärmeenergie zur Erreichung der Kreislauftemperatur aufgeteilt. Die erste PC-Vorwärmung erfolgt bis zu einer Temperatur von $T_{PC}=155^{\circ}\text{C}$ und nutzt den Temperaturbereich des Konvertergases zwischen $T=162-165^{\circ}\text{C}$. Für die zweite Vorwärmung auf Kreislauftemperatur von $T_{PC}=192^{\circ}\text{C}$ wird die benötigte Wärmeenergie des Konvertergases im Temperaturbereich zwischen $T=226-206^{\circ}\text{C}$ abgezweigt. Dafür werden Wärmemengen von $Q=5,14$ MW der BFW-Vorwärmung und $Q=5,55$ MW von der Niederdruckdampferzeugung (LP-Dampf) zur Vorwärmung des Prozesskondensat genutzt. Die restliche Wärmeleistung von $Q=32,64$ MW zur Aufwärmung des Kreislaufstroms auf PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ erfolgt durch Heizdampf ($p=31$ bar) in der Größenordnung von $m=52500$ kg / h. Insgesamt werden für das FGS-System Wärmeleistungen von $Q=32,78$ MW der HP-Dampferzeugung abgezweigt. Das entspricht rund 50% der benötigten Gesamtleistung des FGS-Systems von $Q=65,14$ MW. Die benötigten Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3a zur PC-Vorwärmung sind in Tabelle 5-7 aufgelistet. Die komplette Stromtabelle der zugehörigen Verschaltung ist im Anhang dargestellt.

Tabelle 5-7: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3a

	Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3a		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
HTS1	239.2	39.8	438559
HTS2	203.0	39.3	438559
LTS1	164.9	38.2	438559
LTS2	161.6	37.7	438559
LTS3	226.0	39.3	438559
LTS4	205.7	38.8	438559
SM	424.0	52.0	111104
TS1	360.2	30.6	52500
TS2	212.9	30.1	52500

5.4.3.2. PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3b ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$)

Die Wärmenutzung vom Dampfsystem Variante 3b erfolgt analog zur zuvor beschriebenen Variante 3a. Grundlage für die Wärmebedarfsdeckung aus dem Dampfsystem ist bei dieser Variante die Verschaltung der FGS-Version 2. Für diese Version wird ein Gesamtbedarf an Wärmeleistung von $Q=73,29$ MW benötigt. Ein Teil dieser Leistung in der Größe von $Q=30,19$ MW wird von der HP-Dampfproduktion entnommen. Dabei teilen sich die Bereiche auf die HP-Überhitzercoils ($Q=13,72$ MW) und die BFW-Vorwärmung ($Q=16,47$ MW) auf. Bei der BFW-Vorwärmung werden Wärmeleistungen von der Abkühlstrecke des Konvertergases genutzt. Für die PC-Vorwärmung teilen sich diese in die HT-Shift ($Q=13,16$ MW) und LT-Shift ($Q=3,31$ MW) auf. Der Nutzungsbereich des Konvertergases der HT-Shift liegt zwischen $T=251-200^{\circ}\text{C}$. In diesem Bereich wird das Prozesskondensat im Kreislauf von $T_{PC}=179^{\circ}\text{C}$ auf $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ aufgewärmt. Die Vorwärmung auf die Kreislauftemperatur von $T=179^{\circ}\text{C}$ erfolgt in zwei Stufen durch Abwärme der LT-Shift in den Temperaturbereichen zwischen $T=226-213^{\circ}\text{C}$ bzw. $T=165-162^{\circ}\text{C}$. Der Wärmeanteil von $Q=5,55$ MW ab dem Temperaturbereich von $T=165^{\circ}\text{C}$ ist dabei der LP-Dampferzeugung entnommen. Die restliche Wärmeleistung vom Dampfsystem wird durch Prozessdampf ($m=57500$ kg / h) aufgebracht. Zusätzlich zur PC-Vorwärmung ist ein Bedarf von $m=98867$ kg / h an Prozessdampf für die Einstellung des S / C-Verhältnisses notwendig. In Tabelle 5-8 sind die benötigten Wärmeströme vom Dampfsystem

Variante 3b für das FGS-System aufgelistet. Die vollständige Stromtabelle zur Verschaltung befindet sich im Anhang.

Tabelle 5-8: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3b

	Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3b		
	T [°C]	p [bar]	m· [kg / h]
HTS1	250.7	39.8	438559
HTS2	200.0	39.3	438559
LTS1	164.9	38.2	438559
LTS2	161.5	37.7	438559
LTS3	226.0	39.3	438559
LTS4	213.2	38.8	438559
SM	424.0	52.0	98867
TS1	424.0	52.0	57500
TS2	210.8	51.5	57500

6. Ergebnisse und Diskussion

Grundlage für die in dieser Arbeit diskutierten Dampfsystemvarianten sind die beiden FGS-Systeme von Version 1 und 2. Die Ergebnisdarstellung der modifizierten Dampfsysteme von Kapitel 5.4 erfolgt mit Hilfe einer Gegenüberstellung der QT-Diagramme. Dabei werden die Diagramme der Konvektionszone im Rauchgaskanal (RGK) des Primärreformers für alle drei Dampfsysteme analysiert und diskutiert. Dieselbe Vorgehensweise erfolgt bei den Diagrammen der Abkühlstrecke des Konvertergases, speziell im Bereich der BFW-Vorwärmung. Aus diesen Analysen werden die ermittelten Prozessgrößen bei der Bilanzierung der Dampfsysteme gegenübergestellt und verglichen.

6.1. Ergebnisdarstellung der Konvektionszone des Rauchgaskanals

Die Veränderungen der Dampferzeugerseite des Abwärmensystem werden grundsätzlich durch die Reduzierung der beiden HP-Überhitzercoils im Rauchgaskanal bestimmt. Diese erzeugten Wärmemengen werden für die zusätzliche Aufheizung des Erdgas-Dampfgemisches bei den FGS-Systemen verwendet. Zunächst werden die Ergebnisse des Dampfsystems der Varianten 1 und 2, danach die beiden Varianten 3a und 3b anhand der QT-Diagramme des Rauchgaskanals vom Primärreformer analysiert.

6.1.1. Ergebnisse der Konvektionszone vom Dampfsystem Variante 1 und 2

Die beiden Dampfsystemvarianten 1 und 2 sind im Bereich der PC-Vorwärmung identisch. Bei beiden Varianten wird das Prozesskondensat über die FGS-Version 1 mittels Heizdampf und dessen Kondensat vorgewärmt. Die Abbildung 6-1 und Abbildung 6-2 stellen die Abkühlkurve des Rauchgases im Primärreformer dar. Die gegenüber dem Iststand veränderten Coilleistungen sind farblich gekennzeichnet. Die HP-Überhitzercoils (HP-A und HP-B) sind in den Abbildungen mit den Farben blau bzw. grün dargestellt. Durch die Leistungsreduktion der beiden Coils wird die notwendige Wärmeenergie für das erste Erdgas-Dampfvorwärmercoil (F/S-A), in beiden QT-Diagrammen braun eingefärbt und mit einer Leistung von $Q=28,34$ MW bzw. $Q=18,46$ MW generiert. Das ΔT von den F/S-A-Coils beider Varianten wächst dabei, aufgrund der niedrigeren Eintrittstemperaturen ($T=299^{\circ}\text{C}$ und $T=351^{\circ}\text{C}$), von

$\Delta T=56^{\circ}\text{C}$ vom Iststand auf $\Delta T=114^{\circ}\text{C}$ bzw. $\Delta T=63^{\circ}\text{C}$ an. Eine Verlagerung der Wärmeleistung, beider Coils, auf ein anderes Temperaturniveau der RGK-Abkühlkurve (rot), ist aufgrund der benötigten Austrittstemperatur von $T=439^{\circ}\text{C}$ nicht möglich. Das $\Delta T=63^{\circ}\text{C}$ der Variante 2 ist mit dem Iststand ($\Delta T=56^{\circ}\text{C}$) vergleichbar. Der Unterschied der Variante 2 zum Iststand beträgt, bei allen drei veränderten Coils, $\Delta T=8^{\circ}\text{C}$. Bei Variante 1 belaufen sich die Abweichungen bis zu $\Delta T=58^{\circ}\text{C}$. Diese hohen ΔT -Werte sind auf die höhere F/S-A-Coilleistung ($Q=28,34$ MW) gegenüber dem Iststand ($Q=15,76$ MW) zurückzuführen. Das höhere ΔT bedeutet an diesen Stellen einen geringeren Nutzungsgrad des Abgases vom Primärreformer, aber auch eine kleinere Austauschfläche bzw. Platzbedarf im Rauchgaskanal. Dabei sind bei allen zwei Dampfsystemen die beiden Coils HP-A und F/S-A von größeren Leistungsänderungen betroffen. Der Unterschied von Variante 1 zur Variante 2 liegt in der HP-Dampfproduktion. Diese bildet bei Variante 2 ein Maximum mit $m=532850$ kg / h. Die Variante 1 hat dabei eine um $m=13247$ kg / h geringere HP-Dampfproduktion. Bei beiden Varianten wird dies durch eine reduzierte Abzweigung von Wärmeleistungen aus der Dampfproduktion realisiert. In beiden Diagrammen sind die Unterschiede des Einflusses auf die HP-Überhitzercoils (HP-A) gut zu erkennen. Grund für die Steigerung der Dampfproduktion bei Variante 2 ist eine geringere Leistungsaufnahme des F/S-A-Coils mit $Q=18,46$ MW. Die erhöhte HP-Dampfproduktion wird bei Variante 2 durch die zusätzliche Aufheizung des Erdgas-Dampfgemisches mit Prozessdampf erzielt. Dadurch nimmt der Prozessdampfbedarf (inkl. Heizdampf) in Variante 2 gegenüber Variante 1 um $m=12400$ kg / h auf $m=199504$ kg / h zu.

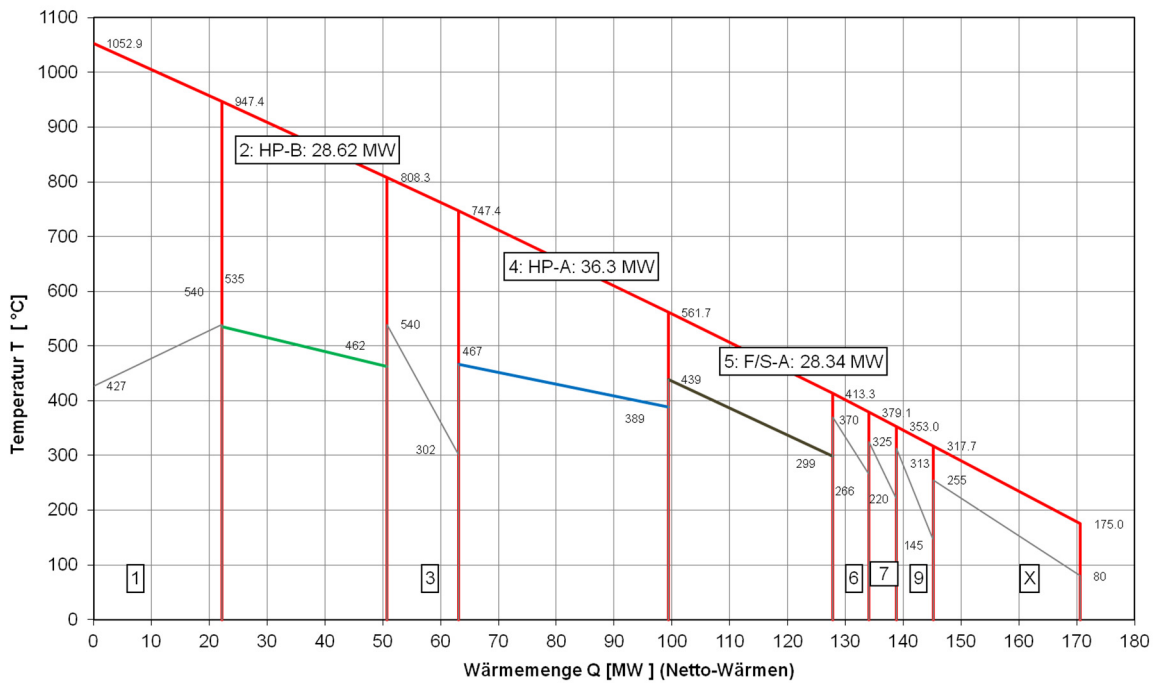


Abbildung 6-1: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 1

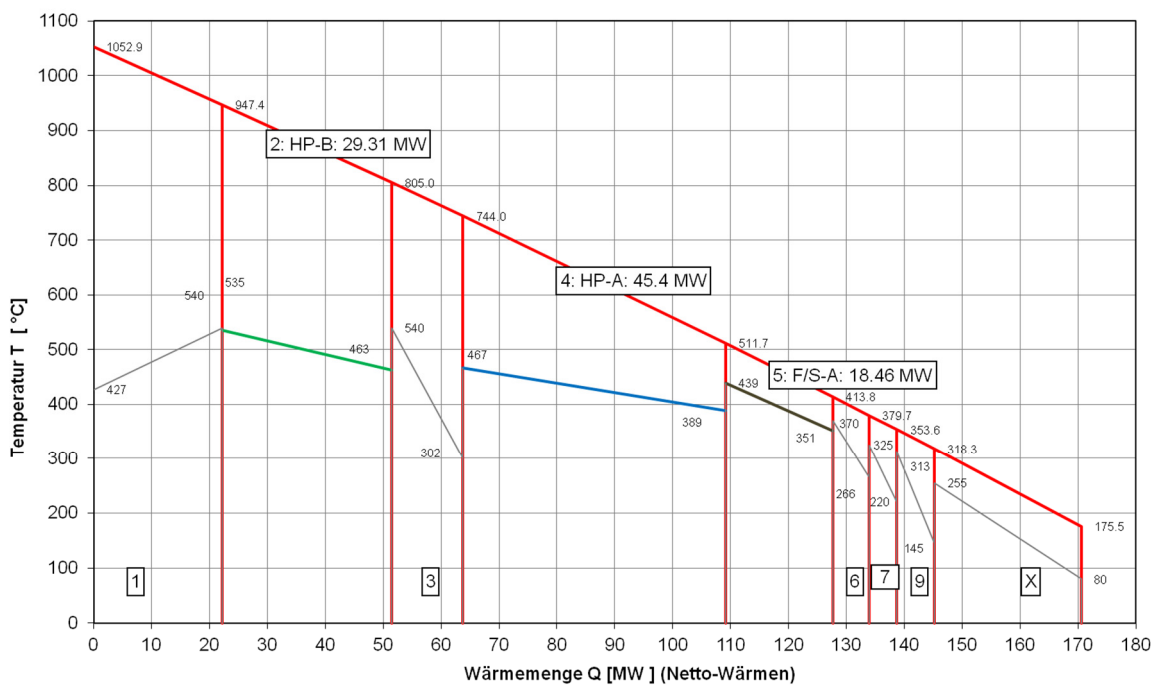


Abbildung 6-2: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 2

6.1.2. Ergebnisse der Konvektionszone vom Dampfsystem Variante 3a und 3b

Bei den Varianten 3a und 3b handelt es sich im Gegensatz zu den Varianten 1 und 2 um keine 100 %ige PC-Vorwärmung mit Heizedampf. Diese Dampfsystemvarianten stellen einen Teil ihrer Abwärmen von HT- und LT-Shift der PC-Vorwärmung zur Verfügung (siehe Kapitel 6.2), wodurch sich die Wärmeleistungen an den HP-Überhitzercoils (HP-A und HP-B) und der BFW-Vorwärmung gegenüber Variante 1 und 2 reduzieren, was wiederum eine starke Einflussnahme auf die HP-Dampfproduktion bewirkt. Die Dampfsysteme Variante 3a und 3b besitzen dabei mit $m=503221 \text{ kg / h}$ bzw. $m=497621 \text{ kg / h}$ die geringste Dampfproduktion der untersuchten Varianten. Die zusätzlich benötigte Wärmeleistung des F/S-A-Coils wird wie in Variante 1 und 2 von den beiden HP-Überhitzercoils bereitgestellt. In der Abbildung 6-3 und der Abbildung 6-4 sind die beiden QT-Diagramme des Dampfsystems Variante 3a und 3b gegenübergestellt. Die Abweichung des Wärmebedarfs beim F/S-A-Coil ($\Delta Q=1,14 \text{ MW}$) ist auf die unterschiedlichen Prozessdampfbedarfe beider Varianten zurückzuführen. Aufgrund der höheren PC-Einsatztemperatur (Variante 3b) in den Sättiger, liegt der Prozessdampfbedarf um $m=7623 \text{ kg / h}$ niedriger als der Bedarf von Variante 3a ($m=163604 \text{ kg / h}$). Die Grädigkeiten beim F/S-A-Coil liegt bei beiden Fällen in einem hohem Bereich von $\Delta T=114^\circ\text{C}$ bzw. $\Delta T=120^\circ\text{C}$. Diese Werte sind wiederum auf die geringen Eintrittstemperaturen des Erdgas-Dampfgemisches ($T=299^\circ\text{C}$ und $T=293^\circ\text{C}$) zurückzuführen. Die maximale Abweichung beim ΔT vom Iststand ist bei Variante 3b beim F/S-A-Coil mit $\Delta T=64^\circ\text{C}$ gegeben. Ähnlich hohe Veränderungen sind für das ΔT beim HP-A- und F/S-A-Coil mit $\Delta T=49^\circ\text{C}$ und $\Delta T=58^\circ\text{C}$ der Variante 3a zu finden.

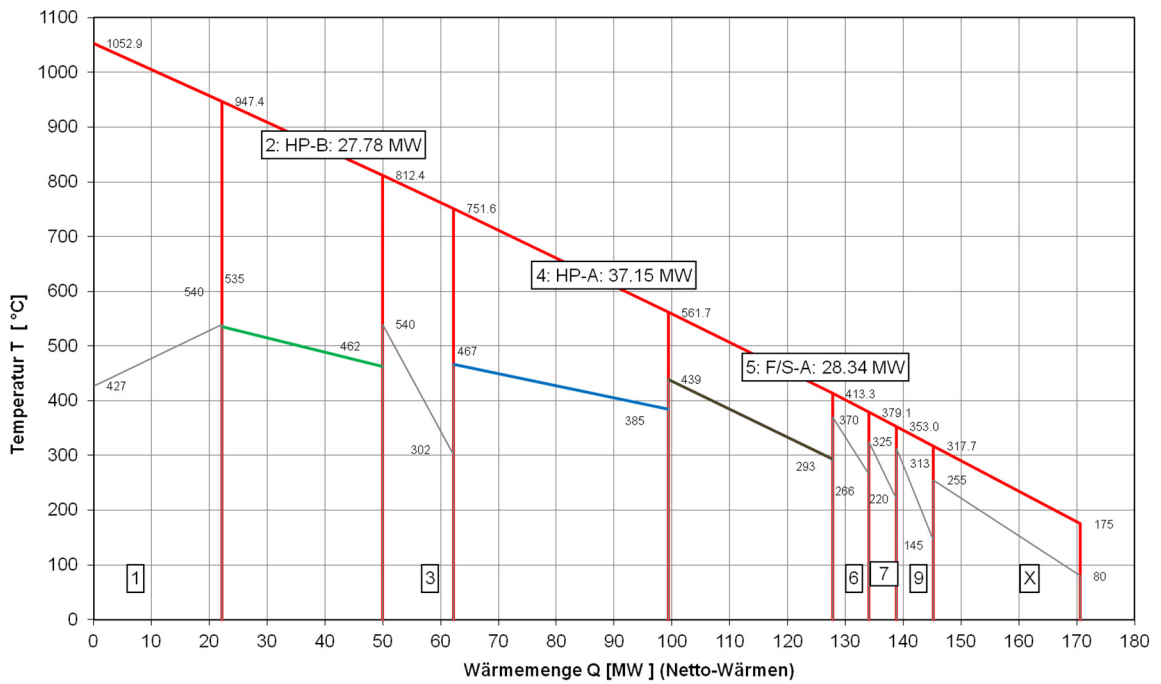


Abbildung 6-3: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 3a

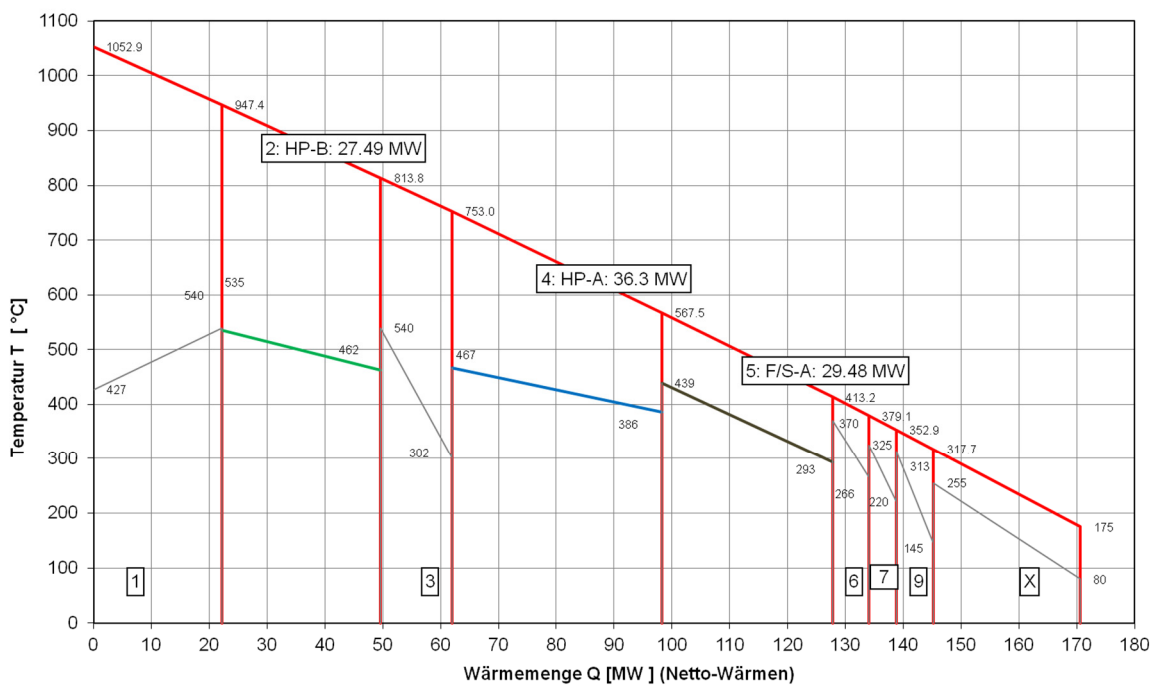


Abbildung 6-4: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 3b

6.2. Ergebnisdarstellung der Abkühlstrecke des Konvertergases

Die Ergebnisse der Abkühlstrecke des Konvertergases im Bereich der HT- und LT-Shift werden anhand der QT-Diagramme dargestellt. Dabei wird die BFW-Vorwärmung und deren Eingriff auf die PC-Vorwärmung der beiden FGS-Versionen 1 und 2 untersucht. Die Gegenüberstellung des Dampfsystems Variante 1 und 2 bzw. 3a und 3b erfolgt in derselben Vorgehensweise wie in Kapitel 6.1.

6.2.1. Ergebnisse der Abkühlstrecke des Konvertergases Variante 1 und 2

Die HP-Dampfproduktion ist abhängig vom Eingriff in die BFW-Vorwärmung (Kapitel 5). In Abbildung 6-5 und Abbildung 6-6 sind die beiden QT-Diagramme der Dampfsysteme Variante 1 und 2 dargestellt. Aus den beiden Diagrammen sind die Abkühlkurven des Synthesegases im Bereich der HT- und LT-Shift (rot) und der BFW-Vorwärmung 1 und 2 (grün) eingetragen. Die BFW-Aufwärmkurven weisen zwei markante Punkte in den Diagrammen auf. Der erste Punkt, bei $T=200^{\circ}\text{C}$ der Synthesegasabkühlung am Eintritt in die LT-Shift, stellt eine Aufteilung des Kesselspeisewassers in zwei BFW-Massenströme durch einen Knick in der Aufwärmkurve dar. Dabei wird ein Teil des Kesselspeisewassers über die Ammoniaksyntheseabwärme vorgewärmt, der Rest wird mit der Abwärme der CO-Konvertierung auf Temperatur gebracht. Die erste BFW-Vorwärmung erfolgt im Temperaturniveau zwischen $T_{\text{BFW}}=130^{\circ}\text{C}-188^{\circ}\text{C}$. Dadurch wird eine BFW-Menge von $m=402460\text{ kg / h}$ bzw. $m=415998\text{ kg / h}$ vorgewärmt. Im Bereich $T_{\text{BFW}}=188^{\circ}\text{C}-332,9^{\circ}\text{C}$ erfolgt die zweite BFW-Vorwärmung mit einer Menge von $m=278777\text{ kg / h}$ bzw. $m=292316\text{ kg / h}$. Der zweite Punkt ist in den beiden Diagrammen, bei einer BFW-Temperatur von $T_{\text{BFW}}=329^{\circ}\text{C}$ zu finden. Dort beginnt die BFW-Vorwärmkurve, aufgrund einsetzender Verdampfung, abzuflachen. Am Ende des Aufwärmvorgangs wird insgesamt eine Wärmeleistung beim Dampfsystem Variante 1 von $Q=12,11\text{ MW}$ für eine Verdampfung von 5,88% aufgebracht. Aufgrund der höheren Dampfproduktion von Variante 2 wird dadurch mehr Kesselspeisewasser vorgewärmt und bei gleichem Wärmeeintrag sinkt der Verdampfungsanteil ($Q=5,45\text{ MW}$) vor dem Eintritt in die Dampftrommel auf 2,52%. Dabei erreicht die Variante 2 mit Ihrer Verdampfungsrate annähernd die Iststandverdampfungsrate mit 1,66%. Für die beiden Dampfsysteme

Variante 1 und 2 befinden sich im Anhang eine Überblicksdarstellung der HP-Dampfproduktion sowie eine Ergebnisdarstellung der relevanten Dampfverbraucher.

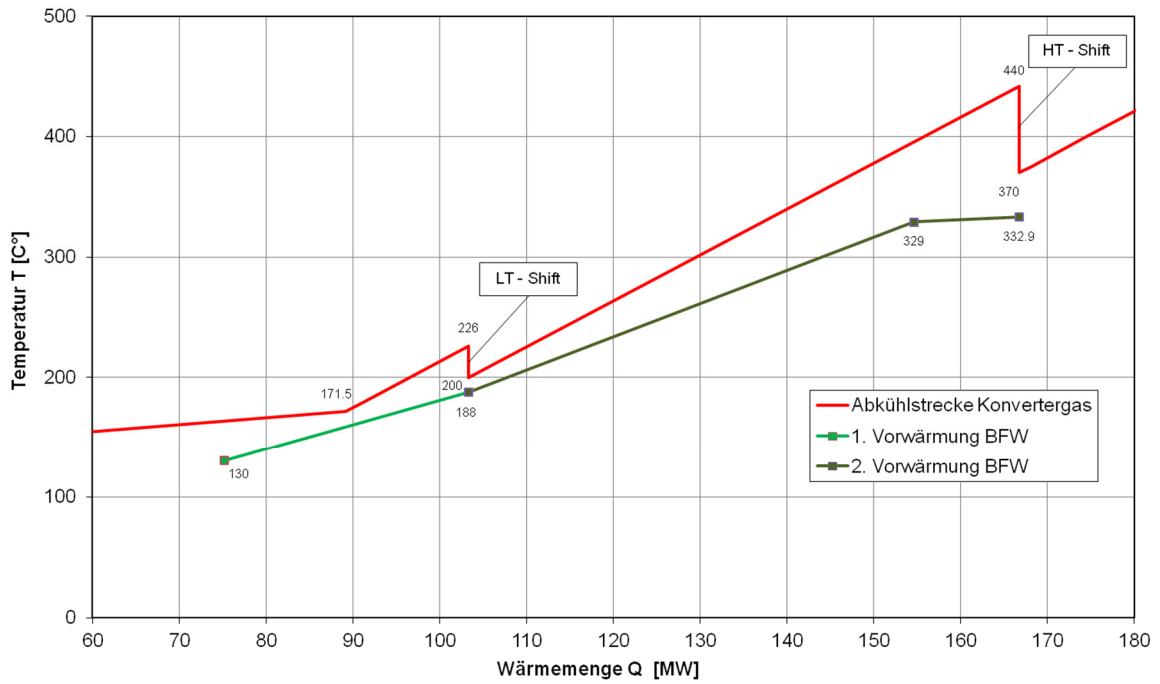


Abbildung 6-5: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 1

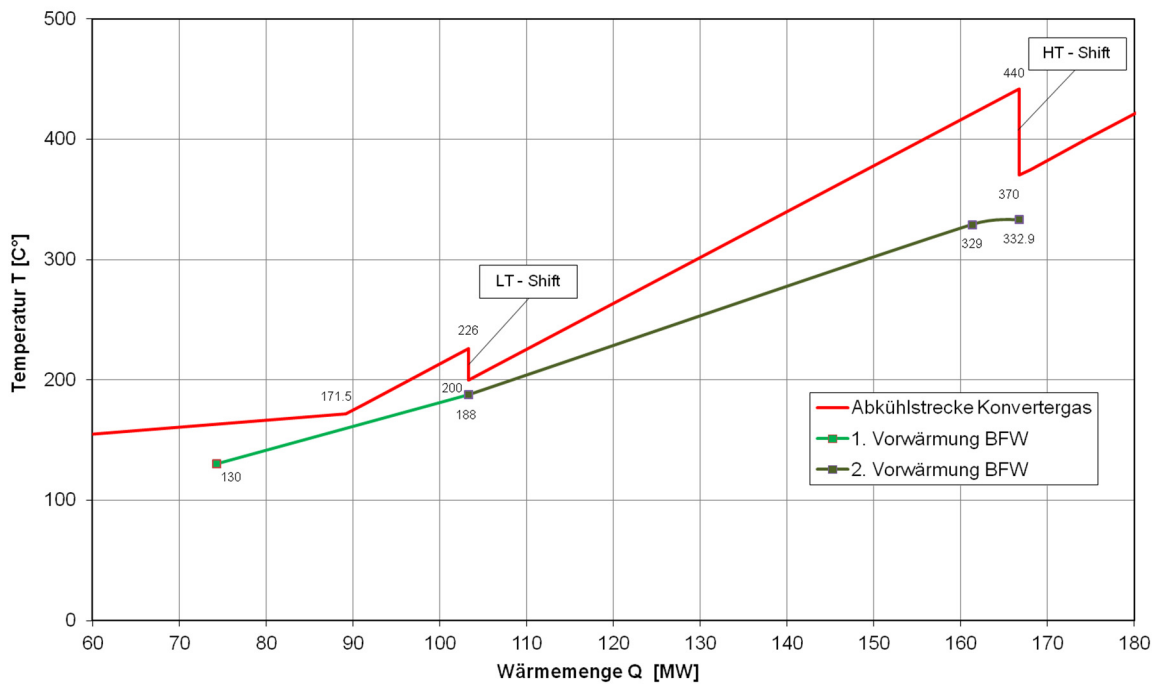


Abbildung 6-6: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 2

6.2.2. Ergebnisse der Abkühlstrecke des Konvertergases Variante 3a und 3b

Für die Einbindung der Abwärme von HT- und LT-Shift zur PC-Vorwärmung sind Anpassungen an der BFW-Vorwärmung vorzunehmen. Die Änderungen an der BFW-Vorwärmung sind für die Dampfsystemvarianten 3a und 3b in der Abbildung 6-7 und Abbildung 6-8 dargestellt. Die BFW-Vorwärmung wird im Bereich der Abwärmenutzung am Eintritt und Austritt der LT-Shift reduziert. Wie in den beiden QT-Diagrammen dargestellt, erfolgt die erste Vorwärmung des Kesselspeisewassers (grün) bis zu einer Temperatur von $T_{BFW}=182^{\circ}\text{C}$ bzw. bei Variante 3b auf $T_{BFW}=184^{\circ}\text{C}$. Bei der zweiten BFW-Vorwärmung (dunkelgrün) wird aufgrund der Abzweigungen von Wärmeleistungen für die PC-Vorwärmung in beiden Varianten keine Verdampfung erreicht. Die erzielbaren Temperaturen des Kesselspeisewassers vor Eintritt in die Dampftrommel betragen bei Variante 3a $T_{BFW}=327^{\circ}\text{C}$ und für Variante 3b $T_{BFW}=323^{\circ}\text{C}$. Ein Großteil der PC-Vorwärmung bis $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$, blau in den Diagrammen gekennzeichnet, wird in den beiden BFW-Vorwärmungen durchgeführt. Zusätzlich wird ein Teil der LP-Dampferzeugung im Temperaturbereich zwischen $T=162^{\circ}\text{C}$ - 165°C zur Vorwärmung des Prozesskondensats der ersten Stufe auf $T_{PC}=154^{\circ}\text{C}$ bzw. $T_{PC}=155^{\circ}\text{C}$ beider Varianten genutzt. Die zweite Stufe der Vorwärmung auf Kreislauftemperatur der jeweiligen FGS-Version erfolgt in beiden Fällen mit der Abwärme des LT-Reaktors. Das Prozesskondensat wird dabei auf $T_{PC}=192^{\circ}\text{C}$ bei Variante 3a bzw. bei Variante 3b auf $T_{PC}=179^{\circ}\text{C}$ vorgewärmt. Der restliche Wärmebedarf zur Erreichung der PC-Temperatur von $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ wird über die Abwärme der HT-Shift im Bereich vor Eintritt zur LT-Shift abgezweigt. Die niedrigere PC-Kreislauftemperatur ($T_{PC}=179^{\circ}\text{C}$) der Variante 3b benötigt eine höhere Wärmeleistung von $Q=3,75\text{ MW}$, die aus der HT-Shiftabwärme bezogen wird. Dadurch ist die Eintrittstemperatur in die Dampftrommel für das Kesselspeisewasser beim Dampfsystem 3b um $T=4^{\circ}\text{C}$ niedriger als bei Variante 3a. Insgesamt wird, aufgrund der Verwendung von FGS-Version 2 ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$), eine um $Q=7\text{ MW}$ höhere Wärmeleistung vom Dampfsystem in Form von Heizdampf und HT-Shiftabwärme als bei FGS-Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) benötigt. Im Anhang befinden sich für die beiden Dampfsysteme Variante 3a und 3b eine Überblicksdarstellung der HP-Dampfproduktion sowie eine Ergebnisdarstellung der relevanten Dampfverbraucher.

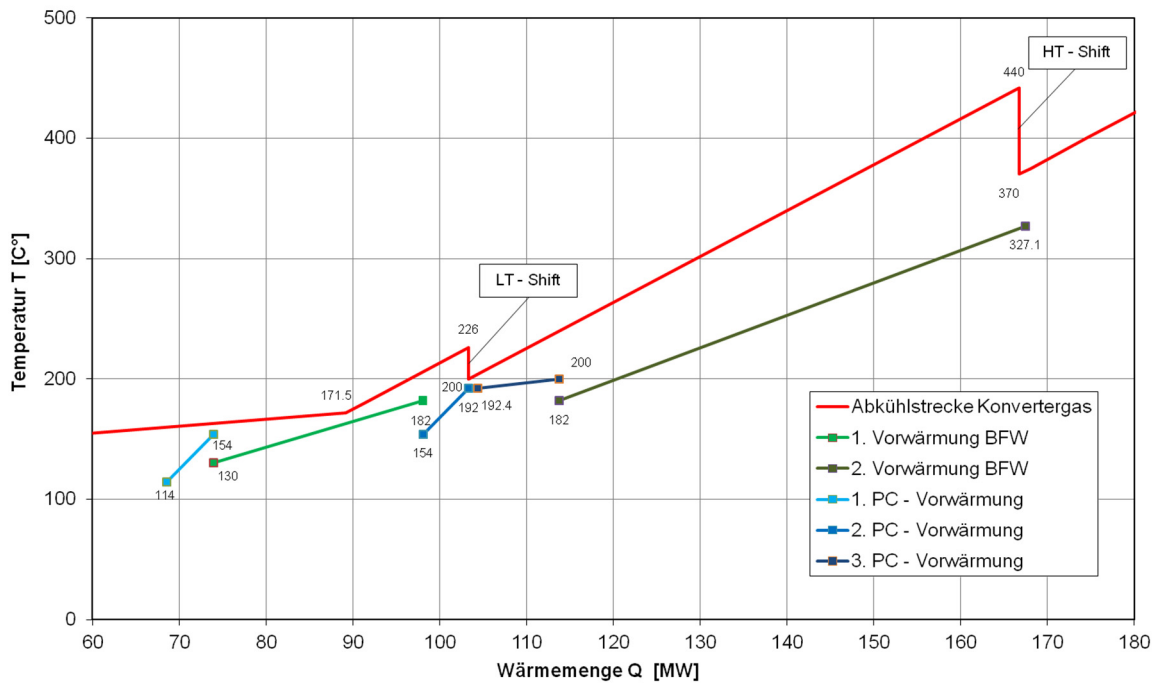


Abbildung 6-7: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 3a

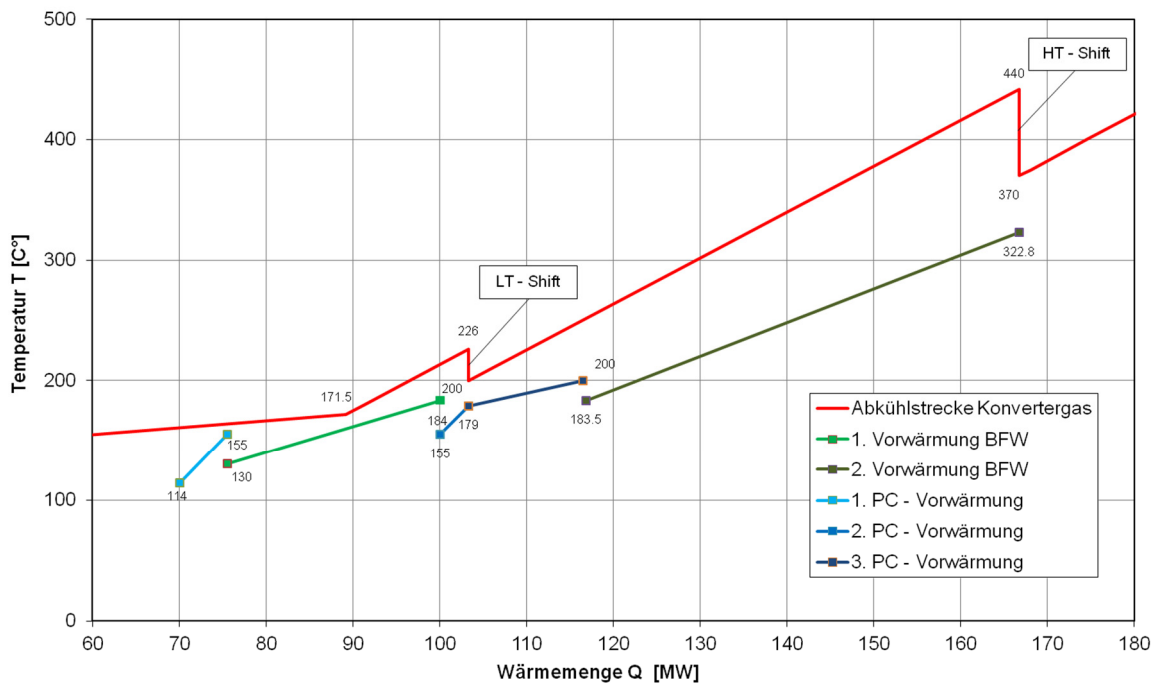


Abbildung 6-8: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 3b

6.3. Vergleich der Ergebnisse der untersuchten Varianten

Der Vergleich der Ergebnisse für die untersuchten Varianten erfolgt mit der als Iststand bezeichneten Referenzanlage. Dieser Iststand geht in allen Vergleichen mit 100% ein. Zuerst werden die drei Dampfsystemvarianten (1-3a), die mit der FGS-Version 1 und einer PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ arbeiten, miteinander verglichen. Nachfolgend werden die beiden Dampfsysteme, Variante 3a und 3b, mit unterschiedlicher PC-Einsatztemperatur (FGS-Version 1 und 2) gegenübergestellt. Diese beiden Versionen nutzen neben dem Heizdampf auch abgezweigte Wärmeströme von der Iststand-Dampfproduktion. Als Vergleich werden aus der Bilanzierung des Dampfsystems folgende relevante Bereiche und Kennzahlen herangezogen:

- Prozesskondensat (belastet) vom FGS-System
- Hilfskesselproduktion
- Dampfturbinenentnahme
- Prozessdampfbedarf (inkl. Heizdampf zur PC-Vorwärmung)
- HP-Dampfproduktion

Die Hilfskesselleistung umfasst den MP-Dampfausgleich des Dampfsystems in Abhängigkeit des Prozessdampfverbrauches für die Einstellung des benötigten S / C-Verhältnisses von 2,86 : 1. Weiters wird beim Prozessdampfbedarf des Variantenvergleichs auch der Heizdampfverbrauch für die PC-Vorwärmung im FGS-System berücksichtigt. Bei den Turbinen wird die Entnahmeleistung von Dampf in Relation zur HP-Dampfproduktion gestellt. Zum Schluss werden die Einflüsse der unterschiedlichen Dampfsystemvarianten auf die Apparate der HP-Dampfproduktion untersucht.

Die Tabelle 6-1 zeigt einen Vergleich der Dampfsystemvarianten mit der FGS-Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$), dabei werden die drei Varianten mit dem Iststand verglichen. Ausgehend von der PC-Vorwärmung des Sättigers, bewirkt die abgezweigte Wärmeleistung bei allen drei Varianten eine geringere HP-Dampferzeugung gegenüber dem Iststand. Wobei die Variante 2 den geringsten Einfluss auf die HP-Dampferzeugung ausübt und mit 99% annähernd das Iststandniveau erreicht. Die

Variante 2 nützt zur PC-Vorwärmung ausschließlich Prozessdampf (Heizdampf). Aufgrund der unterschiedlichen Temperaturniveaus des aufzuheizenden Prozesskondensats und des Erdgas-Dampfgemisches am Kopfstrom des Sättigers, wird nur ein Heizdampfanteil von 42% auf niedrigem Energieniveau verwendet. Der restliche Anteil an Heizdampf von insgesamt $m=88400 \text{ kg / h}$ wird mit energetisch höherwertigen MP-Dampf ($p=52 \text{ bar}$) realisiert. Im Vergleich nutzen die Varianten 1 und 3a zur PC-Vorwärmung Heizdampf auf deutlich geringeren Energieniveau ($p=21 \text{ bar}$ und $p=31 \text{ bar}$) als Variante 2. Dadurch können diese Varianten mehr zusätzliche mechanische Arbeit aus den Turbinen gewinnen. Bei Variante 1 wird, wie bei Variante 2, die PC-Vorwärmung ausschließlich mit Heizdampf durchgeführt. Aus diesem Grund üben diese beiden Varianten, gegenüber der Variante 3a, einen deutlich geringeren Einfluss auf die HP-Dampferzeugung aus. Die Variante 3a beeinflusst die Dampfproduktion, durch die Abwärmenutzung von HT- und LT-Shift zur PC-Vorwärmung, am stärksten und weist gegenüber den Varianten 1 und 2 die geringste HP-Dampferzeugung mit 93% des Iststandes auf. Ein deutlich höherer Prozessdampfbedarf wird für die Einstellung des S / C-Verhältnisses benötigt, wenn die Aufheizung des Prozesskondensats ausschließlich mit Heizdampf erfolgt (siehe Variante 1 und 2). Dadurch wird der Vorteil einer erhöhten HP-Dampferzeugung und der direkt im Zusammenhang stehenden höheren Dampfentnahme aus den HP-Dampfturbinen zu Gunsten der Variante 3a abgelöst. Die Variante 3a benötigt zum Betrieb des Sättigers um $m=23500 \text{ kg / h}$ weniger Prozessdampf als Variante 1. Bei Variante 2 ist dieser Unterschied mit $m=35900 \text{ kg / h}$ noch größer. Im Vergleich der drei dargestellten Varianten besitzt die Variante 3a mit 81% des Iststandes den geringsten Prozessdampfverbrauch. Dieser verminderte Verbrauch wird durch die Abzweigung von Abwärme (HT- und LT-Shift) der HP-Dampferzeugung erzielt. Direkt abhängig von den bereits beschriebenen Dampfsystemparametern (HP-Dampferzeugung und Prozessdampfverbrauch) ist die Hilfskesselleistung. Der Hilfskessel fungiert im Dampfsystem als MP-Dampfausgleich (Prozessdampf). Die Gegenüberstellung in Tabelle 6-1 zeigt, dass jede der drei Varianten bei Anwendung mit FGS-Version 1 zusätzlich zum Iststand MP-Dampf vom Hilfskessel benötigt. Wobei die Variante 1 mit über 60% an Mehrleistung den höchsten Bedarf an zusätzlicher Hilfskesselleistung hat. Bei den Varianten 2 und 3a liegt die zusätzliche Leistung bei 40% bzw. 41% des Iststandes, was einer MP-Dampfmenge von $m=6692 \text{ kg / h}$ bzw.

von $m=6909 \text{ kg / h}$ entspricht. Die Mehrleistung im Hilfskessel wird aufgrund der reduzierten HP-Dampferzeugung erforderlich, wodurch die MP-Dampfentnahme aus den Dampfturbinen geringer ausfällt. Variante 3a benötigt um $m=217 \text{ kg / h}$ mehr MP-Dampf im Vergleich zur Variante 2. Allerdings fällt der Anteil an MP-Dampf geringer aus, wodurch die Variante 3a insgesamt eine energetisch sinnvollere Lösung darstellt. Dadurch kann eine größere zusätzliche mechanische Leistung aus den Turbinen gegenüber Variante 2 gewonnen werden. Aus diesem Grund ist die Variante 3a vom Vergleich der Dampfsystemvarianten mit FGS-Version 1 aus Tabelle 6-1 klar zu bevorzugen.

Tabelle 6-1: Vergleich der Dampfsysteme mit FGS-Version 1

Iststand [100%]	Variante 1 [%]	Variante 2 [%]	Variante 3a [%]
Demineralisierung			
Prozesskondensat (belastet)	31.56	31.69	31.40
Hilfskessel			
MP-Dampferzeugung	162.09	139.64	140.93
Dampfturbinen			
MP-Dampfentnahme	95.36	99.00	90.85
Einstellung des S /C-Verhältnis			
Prozessdampfbedarf	92.68	98.82	81.04
Dampfproduktion			
HP-Dampferzeugung	96.86	99.32	92.76

Neben der zusätzlich generierten mechanischen Leistung weist die Variante 3a einen deutlich niedrigeren Prozessdampfverbrauch auf. Durch die reduzierte HP-Dampfproduktion findet eine geringere Belastung der Dampferzeuger statt. Die Variante 1 scheidet dabei aufgrund der zu hohen Hilfskesselleistung (162% des Iststandes) aus. Ein Ausscheidungsgrund für den Betrieb eines FGS-Systems mit Variante 1 sowie mit Variante 2 ist der zu hohe Prozessdampfverbrauch.

Ein bedeutender Vorteil eines FGS-Systems im Allgemeinen ist der geringe Anfall an belasteten Prozesskondensat, der nur 32% des Iststandes beträgt. Dabei sind die geringeren Schwankungen bei den Varianten auf die Bilanzierung der Kondensatabscheidemengen, an den beiden verbauten Entgasern des Dampfsystems zurückzuführen. Da ein großer Anteil an belasteten Prozesskondensat dem Reformier wieder zugeführt wird, muss lediglich eine geringe Menge von der Demineralisierung im Vergleich zum Iststand aufbereitet werden. Eine Demineralisierungsrate ist jedoch

auch bei dem Betrieb eines FGS-Systems notwendig um die Anreicherung von unerwünschten Komponenten (z. B. CH₄ und C₂H₆) im Recyclingstrom zu verhindern. Die Varianten 1 und 2 zeigten, dass ein FGS-Betrieb ausschließlich mit Verwendung von Heizdampf (Prozessdampf) zur PC-Vorwärmung für eine Umsetzung nicht zielführend ist. Deshalb kann die Aufheizung des Prozesskondensats nur durch die Nutzung verschiedener Energiequellen, wie in Variante 3a dargestellt, erfolgen.

Tabelle 6-2: Vergleich der Variante 3a (T_{PC}=230°C) und 3b (T_{PC}=260°C)

Iststand [100%]	Variante 3a [%]	Variante 3b [%]
Demineralisierung		
Prozesskondensat (belastet)	31.40	21.64
Hilfskessel		
MP-Dampferzeugung	140.93	138.66
Dampfturbinen		
MP-Dampfentnahme	90.85	89.30
Einstellung des S /C-Verhältnis		
Prozessdampfbedarf	81.04	77.46
Dampfproduktion		
HP-Dampferzeugung	92.76	93.80

Aus diesem Grund zeigt die Tabelle 6-2 einen weiteren Vergleich der beiden Dampfsysteme von Variante 3 mit dem Iststand. Diese Varianten nutzen dasselbe Energienutzungskonzept für den Betrieb des FGS-Systems. Der Unterschied liegt in der PC-Einsatztemperatur in den Sättiger, die in Variante 3a mit T_{PC}=230°C niedriger ausfällt als bei Variante 3b (T_{PC}=260°C). Durch eine erhöhte PC-Einsatztemperatur kann eine höhere Verdampfungsrate im Sättiger erzielt werden. Dadurch halbiert sich nahezu der Einsatzstrom in den Sättiger von m=882980 kg / h auf m=487592 kg / h. Wodurch es zu einer Reduktion des Prozessdampfbedarfs kommt und in weiterer Folge weniger belastetes Prozesskondensat anfällt. Im Gegensatz zum Dampfsystem der Variante 3a ist durch die höhere PC-Einsatztemperatur ein erhöhter Wärmebedarf nötig. Dieser wird durch die Verwendung von zusätzlichen Heizdampf von rund Q=5,05 MW und zusätzlicher Abzweigung von Abwärme aus der HP-Dampferzeugung in der Größenordnung von Q=1,95 MW abgedeckt. Aufgrund der Aufheiztemperatur (T_{PC}=260°C) wird Heizdampf auf einem höherem Druckniveau in Form von MP-Dampf (p=52 bar) benötigt. Das Dampfsystem von Variante 3a nutzt hierbei in der finalen Vorwärmstufe Heizdampf auf deutlich niedrigeren Druckniveau (< 20 bar) und kann

dadurch mehr zusätzliche mechanische Energie in den Turbinen erzeugen. Die beschriebenen Vorteile der geringeren Hilfskesselleistung von 139% und des niedrigen Prozessdampfbedarfs von 77% relativieren sich aufgrund des erhöhten MP-Dampfeinsatzes. Unter Einbeziehung des eingesetzten Heizdampfes und des geringeren Wärmebedarfs von der HP-Dampferzeugung ist somit bei der Variante 3a das beste Ergebnis für den Betrieb eines FGS-Systems zu erzielen.

Weiters sollen nun die Einflüsse der drei unterschiedlichen Dampfsystemvarianten mit integriertem FGS-System auf die Apparate der HP-Dampfproduktion untersucht werden. Dieser Vergleich wird in Tabelle 6-3 für die einzelnen Dampfsysteme gegenüber dem Iststand dargestellt. Dabei übt die Variante 1 und 2, den geringsten Einfluss auf die Apparate der Dampfproduktion aus. In Variante 1 werden insgesamt Wärmeleistungen von $Q=13,78$ MW für den Betrieb des FGS-Systems abgezweigt. Bei Variante 2 ist diese abgezweigte Wärmeleistung mit $Q=2,96$ MW noch deutlich geringer. Hauptsächlich wird diese Leistung von den HP-Überhitzercoils (03E014 und 03E015) in der Konvektionszone des Rauchgaskanals bereitgestellt. Dabei ist zu erkennen, dass die Abzweigung von Wärme bei den beiden HP-Coils eine Steigerung der Wärmeleistung vom HP-Dampfüberhitzer (03E002) beinhalten. Dieser Einfluss ist aufgrund des verschieden großen Wärmebedarfs der drei Varianten aus den Überhitzercoils unterschiedlich stark und bei Variante 1 mit 123% des Iststandes am größten. Hierzu hat die zusätzliche Prozessdampfbeimischung am Kopfstrom des Sättigers maßgeblichen Anteil an der erhöhten Wärmeleistung des HP-Dampfüberhitzers. Die beiden Dampfsysteme der Variante 3 mit einer Wärmeleistung von $Q=27,19$ MW (Variante 3a) und $Q=31,75$ MW (Variante 3b) besitzen den größten Einfluss, wie auch in Tabelle 6-3 zu erkennen, auf die Apparate der HP-Dampfproduktion. Diese Wärmeleistungen beziehen sich auf die abgezweigten Wärmemengen für die PC-Vorwärmung bis zur Temperatur von $T_{PC}=200^{\circ}\text{C}$ bzw. auf die zusätzliche Vorwärmleistung des Erdgas-Dampfgemisches nach dem Verlassen des Sättigers. Dadurch steht weniger Abwärmeleistung für die HP-Dampfproduktion zur Verfügung und dies erklärt auch die geringere HP-Dampferzeugung bei allen untersuchten Dampfsystemvarianten (siehe Tabelle 6-1 und Tabelle 6-2).

Tabelle 6-3: Einfluss der Varianten auf die Wärmeleistung der Apparate der Dampfproduktion

Iststand [100%]	Variante 1 [%]	Variante 2 [%]	Variante 3a [%]	Variante 3b [%]
Prozessgaskühler 03E001	93.07	98.51	95.80	95.85

HP-Dampfüberhitzer 03E002	122.68	104.87	113.73	113.58
BFW-Vorwärmer 04E001	100.00	100.00	85.14	79.15
BFW-Vorwärmer 04E002	95.91	99.11	82.24	83.40
HP-Überhitzercoil 03E015	75.81	94.81	77.57	75.81
HP-Überhitzercoil 03E014	97.05	99.36	94.13	93.22

Die Variante 3a geht aus den Vergleichen der Dampfsystemvarianten, als die am besten Geeignetste hervor. Diese Variante nutzt zur PC-Aufwärmung im FGS-System den größten Anteil an Wärmenergie auf niedrigem Temperaturniveau. Durch die Eingriffe in den Gesamtprozess der Abwärmenutzung sind Veränderungen an der Dimensionierung der Iststandsapparate, vor allem in der Konvektionszone im Rauchgaskanal und der BFW-Vorwärmung vorzunehmen. Der energetische Mehraufwand für das FGS-System ist bei einem Einsatz im Gesamtprozess mit zu berücksichtigen und kann durch den Wegfall des Strippersystems und einer schlankeren Auslegung der Dampferzeugung weitgehend kompensiert werden. Der Mehraufwand ist dabei im Rauchgaskanal am größten und zeichnet sich durch eine unvorteilhafte Abwärmenutzung ($> \Delta T$) des Abgases vom Primärreformer aus. Die Ergebnisse der Varianten eines modifizierten Dampfsystems für den Betrieb eines FGS-Systems zeigen generell eine nachteilige Energienutzung unter Anwendung der Dampfreformierung. Hauptsächlich liegt dies an der erhöhten Hilfskesselleistung, wodurch sich die Verbrauchszahl (Energie pro produzierter Tonne Ammoniak) der Anlage erhöht. Weiters wäre die komplexe Vorwärmung des Prozesskondensates gegenüber dem im Iststand verbauten PC-Strippersystem zu berücksichtigen und einer detaillierten Planung zu unterziehen. Die positiven Effekte eines Dampfsystems mit integrierten FGS-System liegen vor allem im geringen Prozessdampfbedarf und den minimalen Ausstoß an belastetem Prozesskondensat zur Aufbereitung in der Demineralisierung.

7. Zusammenfassung und Ausblick

Im Rahmen dieser Arbeit wurde das Potential eines Einsatzgassättigers (FGS) für die Verwendung in der Dampfreformierung untersucht. Erster Schritt der Untersuchung war die Erstellung eines FGS-Simulationsmodells. Dieses Modell basiert auf der Grundlage einer Referenzanlage, die den Iststand widerspiegelt. Das FGS-Simulationsmodell wurde danach in ein Aspen-Berechnungsmodell überführt und die einzelnen Verfahrensparameter optimiert und angepasst. Die Aufgabe bestand darin eine geeignete Fahrweise des FGS-System zu finden. Hierfür wurde eine Vergleichsanalyse von vier verschiedenen FGS-Verschaltungsmöglichkeiten mit unterschiedlichen Einsatztemperaturen des Prozesskondensats (PC) in den Sättiger durchgeführt. Diese zeigt einen optimalen Betrieb bei einer PC-Einsatztemperatur von $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$. In einem weiteren Schritt wurde die Bereitstellung der erforderlichen Wärmemengen aus dem Gesamtprozess untersucht. Auf Basis einer Vergleichsanalyse wurde ein modifiziertes Abwärmenutzungssystem (Dampfsystem) erstellt. Aus der Modifizierung des Abwärmenutzungssystems ist das Dampfsystem der Variante 3a mit einem Mix aus unterschiedlichen Bereichen der HP-Dampferzeugung zu bevorzugen. Da die Variante 3a zur PC-Vorwärmung einen hohen Anteil von 38% der benötigten Energie auf niedrigem Temperaturniveau bereitstellt, ist diese die geeignetste Variante für den Betrieb eines FGS-Systems. Dabei wird ein Großteil der Wärmeenergie für die PC-Vorwärmung aus abgezweigtem Heizdampf von den Turbinen genutzt. Die noch verbleibende Energie zur Vorwärmung des Prozesskondensats wird durch die Nutzung der Abwärme aus HT- und LT-Shift von der HP-Dampferzeugung aufgewandt. Aus dem Bereich der HP-Dampferzeugung werden 50% des Gesamtbedarfs an Wärmeleistung des FGS-Systems gedeckt. Obwohl das Dampfsystem einen reduzierten Prozessdampfverbrauch aufweist, ist eine höhere Ausgleichleistung des Hilfskessels notwendig, welcher einen Anstieg des Energieverbrauchs der Gesamtanlage zur Folge hat. Die Ursache für eine erhöhte Hilfskesselleistung ist durch die Eingriffe in die HP-Dampferzeugung begründet.

Weiters sind durch eine Implementierung des FGS-Systems Veränderungen der Abwärmenutzung des Rauchgaskanals erforderlich. Gerade wo Wärmeenergie von der HP-Dampferzeugung abgezweigt wird, können die Apparate von ihrer Wärmeleistung kleiner dimensioniert werden. Diese Neuausrichtung in der HP-Dampferzeugung könnte den Aufwand für die komplexe PC-Vorwärmung des FGS-

Systems relativieren. Die Analysen am veränderten Abwärmenutzungssystem zeigen, dass der Einsatz eines FGS-Systems in einer klassischen Dampfreformierung nur bedingt möglich ist, da sich nicht das gesamte für die Reformierung benötigte S / C-Verhältnis einstellen lässt. Dadurch wird der restliche Bedarf an Dampf durch Beimischung von Prozessdampf gedeckt, wodurch sich eine Erhöhung der Hilfskesselleistung einstellt.

Abschließend betrachtet hat der Betrieb eines FGS-Systems durchaus große Vorteile. Hierzu zählt vor allem der geringe Anfall an belastetem Prozesskondensat in der Wasseraufbereitung (Demineralisierung) und der geringe Prozessdampfverbrauch des gesamten Dampfsystems. Außerdem kann der zur PC-Vorwärmung eingesetzte Heizdampf gegenüber dem Prozessdampf (MP-Dampf) noch zusätzlich mechanische Arbeit in den Turbinen verrichten und damit z. B. Pumpen zu betreiben.

Diese Arbeit liefert eine Grundlage zur weiteren Betrachtung des Einsatzes von Sättigern in zukünftigen Ammoniakanlagen. Von Interesse ist dabei die Synthesegasproduktion über Autotherme Reformer, die ein deutlich niedrigeres S / C-Verhältnis benötigen. Dies würde eine zusätzliche Zumischung von Prozessdampf nach dem Sättiger überflüssig machen und den Hilfskesselanteil des Dampfsystems unter Iststandniveau senken. Die Untersuchung am modifizierten Dampfsystem mit integriertem Sättiger zeigte einen deutlich reduzierten Prozessdampfverbrauch und einen geringen Anteil an belasteten Prozesskondensat. Dieses Potential könnte für zukünftige Untersuchungen an alternativen Herstellungsverfahren der Synthesegaserzeugung genutzt werden.

8. Anhang

8.1. Literaturrecherche

Die nachfolgenden drei Tabellen zeigen die relevanten Literaturquellen im Themenbereich „Sättiger“:

- Anlagenliteratur (Ammoniakanlagen) Tabelle 8-1
- Theoretische Literatur Tabelle 8-2
- Patente Tabelle 8-3

Tabelle 8-1: Anlagenliteratur

	Improved Efficiency Feed Gas Saturation System	Installing a saturator in an ammonia plant caused sulphur poisoned catalysts and excessive corrosion	Upgrading a 25-year-old Ammonia Plant
Quelle	Scopus (Ammonia Plant Safety); KTI Corp.	Scopus (Ammonia Plant Safety and Related Facilities)	Google (Ammonia Plant Safety Symposium); Continental Engineering B.V.
Standort	USA	Ungarn	-
Publikation	1988	2007	1998
Einsatzgebiet	Dampfreformierung	Dampfreformierung	Dampfreformierung
Anlage	Ammoniak	Ammoniak	Ammoniak
Sättiger			
Ausführung	(Beschreibung Abb. 3) Einsatzgassättiger; Rohrschlange mit Einspritzstutzen für Mischung des Verbrennungsgas mit Kondensat. Ausführungsmöglichkeit des Sättigers als Packungskolonne nur erwähnt.	Einsatzgassättiger; Packungskolonne	Einsatzgassättiger; Packungskolonne
Fahrweise	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Abmessung	-	-	-
Einsatzmedium	Prozesskondensat von der Synthesegasreinigung / entschwefeltes Erdgas	Prozesskondensat von der Synthesegasreinigung / entschwefeltes Erdgas	Prozesskondensat
Heizmedium	Niedertemperaturwärme nach der Vorwärmung der Entschwefelung (Reformerabgas)	Reformerabgas	Niedertemperaturwärme (LTS)

	Improved Efficiency Feed Gas Saturation System	Installing a saturator in an ammonia plant caused sulphur poisoned catalysts and excessive corrosion	Upgrading a 25-year-old Ammonia Plant
Einsatztemperatur	121-204°C Erdgas / 38-66°C Kondensat	-	195°C Erdgas / 205°C Kondensat
Einsatzdruck	38-41bar Erdgas / 25-26bar Kondensat	40bar gesättigtes Erdgas	~40bar Erdgas / ~40bar Kondensat
Heizmediumtemperatur	177-343°C	-	-
Heizmediumdruck	Unterdruck (0,0125-0,02bar)	-	-
Massenstrom	-	-	20t/h Prozesskondensatdampf
Druckstufen	1	1	1
Wärmeübertragung	indirekt über Rohrschlangen im Refomerabgas bzw. direkte Einspritzung des P-Kondensats in das vorgewärmte Erdgas	direkter Kontakt im Sättiger	direkter Kontakt im Sättiger
Material	unterer Bereich Edelstahl ansonsten C-Stahl	Sättiger: Kopfbereich 1.4878; Sumpfbereich CS (ASTM 29/29M) bzw. Duplex (1.4462) für WÜT (Erdgas/P.K.)	-

	Improved Efficiency Feed Gas Saturation System	Installing a saturator in an ammonia plant caused sulphur poisoned catalysts and excessive corrosion	Upgrading a 25-year-old Ammonia Plant
Bemerkungen	Dokument beinhaltet kurze Referenzen in bereits eingebauten Anlagen sowie Kosten und Amortisationszeit der Investitionen. Ausführung mit der Version Packungskolonne nur erwähnt. Siehe weiters Patent AT57894E (US4681603)	Es wird für das Sättigen des Einsatzgases größtenteils gereinigtes Prozesskondensat verwendet, ein kleiner Teil davon ist belastetes P.K.. Probleme bei zu hohem CO ₂ -Gehalt des Erdgases mit Korrosion bei den WÜT. Abhilfe Einspritzung von NH ₄ OH in den Sättiger um den PH-Wert zu senken. Beschriebene Korrosionsprobleme sind auf die Verwendung einer Bestandsrohrschlange im Reformier zurückzuführen. Diese war vor dem Umbau zur Erwärmung des schwefelhaltigen Erdgases im Einsatz.	Voraussetzung der Verwendung des LTS als Abwärme waren ein geringeres Dampf/Kohlenstoff-Verhältnis (<3,0) bzw. die Vorwärmung des Kesselspeisewassers mit HTS-Abwärme anstatt LTS-Abwärme.
Vorteile	Verwendung von belasteten Prozesskondensat; Nutzung der Niedertemperaturwärme; Reduzierung des Aufbereitungsaufwandes von Kesselspeisewasser; Reduzierung des produzierten Dampfbedarfes; geringer apparativer Aufwand	Senkung der Abgastemperatur; Nutzung belastetes Prozesskondensat; geringe Investitionskosten unter 1,5Mio.€ (2003); Energieersparnis (422MJ/t NH ₃)	Verwendung von belasteten Prozesskondensat zusätzlich belasteten Dampf vom Kondensatstripper; Nutzung der Niedertemperaturwärme; Reduzierung des produzierten Dampfbedarfes; verringerte Kosten für Abwasserreinigung

Nachteile	Korrosionsprobleme	apparativen Aufwand; Korrosionsprobleme	apparativen Aufwand; Korrosionsprobleme
------------------	--------------------	--	--

Tabelle 8-2: theoretische Literatur

	Saturator analysis for an evaporative gas turbine cycle	Humidification Processes in Gas Turbine Cycles_Saturator	Implementation and experimental validation of a modeling tool for humid air
Quelle	Sciencedirect (Applied Thermal Engineering 23)	lup.lub.lu.se (Doktorarbeit)	Sciencedirect (Applied Thermal Engineering 31)
Einrichtung	Universität Genova (Italien)	Universität Lund (Schweden)	Universität Genova (Italien)
Publikation	2003	2005	2011
Einsatzgebiet	HAT-Prozess	HAT-Prozess	HAT-Prozess
Anlage	Pilotanlage Lund (Schweden)	Pilotanlage Lund (Schweden)	Laboranlage Genova MOSAT-Projekt (Italien)
Sättiger			
Fahrweise	Gegenstrom	Gegenstrom	Gegenstrom
Berechnungsmodell	SAT-Modell: Beschreibung des Stoff- u. Wärmetransportes mit einer infiniten Stoffaustauschzelle; Feuchtluftmodell; CT(Cooling Tower)-Theorie	Infinites Stoffaustauschzelle für die Beschreibung des Stoff- u. Wärmetransportes; Merkel und Enik für die Grenzschicht; strukturierte Packungen mit einem Modell für Rachigringe	TRANSAT 2.0 (Sättigungsmodell basierend auf Matlab); Beschreibung des Stoff- u. Wärmetransportes über einer infiniten Stoffaustauschzelle mittels Bravo, Rocha und Fair Korrelation für strukturierte Packungen sowie den beiden Modellen für "feuchte Luft" Hyland & Wexler und Mollier
Einsatzmedium	Prozesswasser Turbinenkreislauf	Prozesswasser Turbinenkreislauf	Prozesswasser Turbinenkreislauf
Heizmedium	komprimierte Luft	komprimierte Luft	komprimierte Luft
Einsatztemperatur	138°C	138°C	76-135°C
Einsatzdruck	10,12bar	10,12bar	3-5bar
Heizmediumtemperatur	358°C	358°C	101-300°C
Heizmediumdruck	8bar	8bar	3-5bar
Massenstrom	2,58kg/s	2,58kg/s	5-10g/s

	Saturator analysis for an evaporative gas turbine cycle	Humidification Processes in Gas Turbine Cycles_Saturator	Implementation and experimental validation of a modeling tool for humid air
Abmessung	DA=700mm; L=3000mm; 4 strukturierte Packungen mit einer Gesamthöhe von 900mm spezifische Fläche A=240m ² /m ³	DA=700mm; L=3000mm; 4 strukturierte Packungen (kleine Dreieckskanäle) mit einer Gesamthöhe von 900mm spezifische Fläche A=240m ² /m ³	8 strukturierte Packungen (ø80x200) mit einer spezifischen Fläche A=500m ² /m ³ .
Druckstufen	1	1	1
Wärmeübertragung	direkter Kontakt im Sättiger	direkter Kontakt im Sättiger	direkter Kontakt im Sättiger

	Saturator analysis for an evaporative gas turbine cycle	Humidification Processes in Gas Turbine Cycles_Saturator	Implementation and experimental validation of a modeling tool for humid air
Bemerkungen	<p>Vergleich von 2 Simulationsmodellen mit den Ergebnissen der Pilotanlage in Lund (siehe Paper 16). CT-Modell nur für Grobauslegung nicht über 15bar einsetzbar; Feuchte Luft-Modell nur für Abschätzung bzw. Grobauslegung Kompressibilitätsfaktor z zu ungenau); SAT-Modell konnte bis auf die Austrittstemperatur mit den Experimenten bestätigt werden. Annahmen SAT-Modell: adiabates System, stationär, keine Strahlungswärme, vernachlässigbare potentielle u. kinetische Energie und vernachlässigbare Diffusion aufgrund von Konzentrationsunterschieden in Strömungsrichtung; optimale Fahrweise nur mit einem geschalteten Nachkühler nach der Turbine um restliche Abwärme des Abgases zu nutzen und um die Lufteintrittstemperatur bzw. Flüssigkeitsaustrittstemperatur für eine optimierte Fahrweise des Sättigers konstant zu halten.</p>	<p>Der Wärme u. Stofftransport wird über eine infinites Kontrollvolumen gerechnet, wobei das hierfür nötige 2 Phasengebiet (komprimierte Luft bzw. Prozesswasser) sich nicht im Gleichgewicht befindet und die Konzentrations- bzw. Temperaturgradienten sich entlang der Grenzschicht bewegen. Die Grenzschichttemperatur wird mit dem vereinfachten Modell (Merkel und Enick) wobei die Grenzflächentemperatur und Bulktemperatur gleich sind. Beim Sättiger ist auf eine ordentliche Wasserverteilung im Kopf der Kolonne bzw. bei Verwendung von herkömmlichen Wasser auf den Einbau eines Tropfenabscheiders zu achten. Seite 58-59; 70-82 bzw. 105-107.</p>	<p>Annahmen für TRANSAT: adiabates System, Einfluss der Oberflächenspannung vernachlässigbar (Tropfengröße ausreichend) und Strahlung aufgrund der eingesetzten Temperatur vernachlässigbar (T bis 300°C); Vereinfachungen: Grenzschichttemperatur T_i=Flüssigkeitstemperatur T_l und die Grenzschicht besitzt keine Wärmekapazität bzw. keine thermischen Verluste; Simulationsmodell führt bei allen Testfällen zu gesättigten Gasströmen.</p>

	Saturator analysis for an evaporative gas turbine cycle	Humidification Processes in Gas Turbine Cycles_Saturator	Implementation and experimental validation of a modeling tool for humid air
Vorteile	Aufgrund der Einbindung eines Sättigers kann der Wirkungsgrad um 15% gegenüber dem normalen Gasturbinenprozesses gesteigert werden.	Erste Versuchsanlage dieser Art; hohe Energieeffizienz ähnlich GUD-Prozess	eignet sich für die Anwendung von "on-" u. "off-" Designbedingungen; thermische Verluste bei ca. 1%; Numerisch stabil
Nachteile	apparativer Aufwand	apparativer Aufwand	Fehlerabweichung verdampfende Menge ~10% (Übersättigung konstante Abweichung); apparativer Aufwand

Tabelle 8-3: Patente

	Verfahren zur Sättigung des Einsatzgases für Dampfreformierungsanlagen	Heat integration and Condensate treatment in Shift Feed Gas Saturator	Reformierung in WÜT mit von Rippen versehenen Platten	Sättigung von Einsatzgas zum Dampfracken
Quelle	Depatis-Net (http://depatisnet.dpma.de)	Depatis-Net (http://depatisnet.dpma.de)	Depatis-Net (http://depatisnet.dpma.de)	Depatis-Net (http://depatisnet.dpma.de)
Patentnummer	AT57894E (US4681603)	US7879119B2	DE69314245T2 (US5324452A)	DE69003920T2 (US4940828A)
Anmelder	KTI; Farmland Industries	Kellogg Brown & Root LLC	Air Products and Chemicals	M.W. Kellogg Co.
Prioritätsdatum	13.02.1986	31.07.2007	08.07.1992	13.10.1989
Einsatzgebiet	Dampfreformierung	Vergasung z. B. Kohle	Dampfreformierung; ATR	Dampfreformierung
Anlage	Ammoniak	Methanol	-	-
Sättiger				
Ausführung	(Beschreibung Abb.3) Einsatzgassättiger (FGS); Rohrschlange mit Einspritzstutzen für Mischung des Verbrennungsgas mit Kondensat. Nur erwähnt Ausführung des Sättigers als Packungskolonne beschrieben.	(Beschreibung Abb. 1) Shift-Synthesegassättiger	(Beschreibung Abb. 2) Einsatzgassättiger (FGS)	WÜT-Sättigungszone
Fahrweise	Gegenstrom	-	Gegenstrom	Gleichstrom
Einsatzmedium	Prozesskondensat von der Synthesegasreinigung / entschwefeltes Erdgas	Prozesskondensat od. Wasser / Rohsynthesegas	BFW od. Prozesskondensat bzw. Sprühdampf / entschwefeltes Erdgas	Kondensat / Propan
Heizmedium	Niedertemperaturwärme nach der Vorwärmung der Entschwefelung (Reformerabgas)	Abwärme Synthesegassplitt sowie Shift-Reaktionsabwärme	WÜT indirekt Synthesegas aus Reformer bzw. Shift-Reaktion	Dampf
Einsatztemperatur	121-204°C Erdgas / 38-66°C Kondensat	Arbeitstemperatur: 38-540°C; 121-482°C; 204-371°C	-	130°C für das Gemisch (Dampf/Propan)
Einsatzdruck	38-41bar Erdgas / 25-26bar Kondensat	Arbeitsdruck: 5-200bara; 5-100bara; 5-30bara	-	2,7-8,3bara für das Gemisch (Dampf/Propan)

	Verfahren zur Sättigung des Einsatzgases für Dampfreformierungsanlagen	Heat integration and Condensate treatment in Shift Feed Gas Saturator	Reformierung in WÜT mit von Rippen versehenen Platten	Sättigung von Einsatzgas zum Dampfkracken
Heizmediumtemperatur	177-343°C	Arbeitstemperatur: 38-540°C; 121-482°C; 204-371°C	-	88-160°C Dampf
Heizmediumdruck	Unterdruck (0,0125-0,02bar)	Arbeitsdruck: 5-200bara; 5-100bara; 5-30bara	-	0-7,2bara Dampf
Massenstrom	-	-	-	-
Druckstufen	1	1	1	1
Wärmeübertragung	indirekt über Rohrschlangen im Refomerabgas bzw. direkte Einspritzung des P-Kondensats in das vorgewärmte Erdgas	direkter Kontakt im Sättiger	direkter Kontakt im Sättiger	direkter Kontakt im Sättiger
Material	SS	-	-	-
Anspruch	Rückgewinnung von Wärme auf niedrigen od. mittleren Temperaturen bei Mischung (Erdgas/Kondensat); Abscheidung von feuchten Synthesegas; Temp. des Fluidstrom der Verdampfung zw. 177-427°C; Entschwefelung des Einsatzgases in einem Zinkoxidbett-Entschwefler; Mischung der Komponenten mittels Einspritzvorrichtung (Abbildung 5)	Spaltung des Synthesegases in 2 Ströme, davon ein Strom gesättigt mit Wasser- / P-Kondensatverhältnis < 1; Synthesegas nach Shift-Reaktion H ₂ zu CO-Verhältnis von 2:1; Erste Teil des Synthesegas soll 10-99vol% bzw. 15-60vol% des Gesamtstromes beinhalten.	Verwendung von berippten Plattenwärmetauscher für Einsatzgasstrom und Synthesegasstrom, paralleler Wärmeaustausch (Juxtaposition) für Erwärmung- bzw. Abkühlvorgänge; Mischen von Kohlenwasserstoffen u. Dampf (Wasser) durch direkten Kontakt in einer Sättigungszone nach der Entschwefelung; berippte Plattenwärmetauscher	Steuerung des Verdünnungsdampfes zum Cracken gasförmiger KW in einen von unten gefluteten Gemisch Wasser / Propan (Bauform WÜT); Heizmedium Dampf bei 0-7,2bara bzw. Temp. 88-160°C; Wasserführung in der röhrenförmigen Sättigungszone durch Thermosiphonzirkulation
	Verfahren zur Sättigung des Einsatzgases für Dampfreformierungsanlagen	Heat integration and Condensate treatment in Shift Feed Gas Saturator	Reformierung in WÜT mit von Rippen versehenen Platten	Sättigung von Einsatzgas zum Dampfkracken

Bemerkungen	Nur eine Temperaturdifferenz wird benötigt, bei Verwendung eines Sättigers zwei (Wärmequelle / Prozesskondensat bzw. Prozesskondensat / Einsatzgas)	Schritte des patentierten Verfahren: Vergasung, Aufsplitten des Stromes, Sättigung mit H ₂ O, Shift-Reaktion mit Teilstrom (Sättiger) und Verdampfung des Kondensates mittels Shiftreaktionsabwärme	Durch verwenden eines externen Sättigers und eines Mehrkanal-rippenplattenwärmetauschers mit den Verfahrensströme: Wasser (Kondensat), Erdgas, Mischeinsatz, Abgas, Synthesegas, Konversionsprodukt (Shift) Luft u. Dampf; Aufgrund dieser Anordnung Senkung der Kapitalkosten um ~10% bzw. ~5% Produktionskostenvorteil als bei herkömmlichen Verfahren	Überschüssiges Wasser wird in einem Separator getrennt, Kondensat wird mit Make up Wasser (Prozesskondensat) zirkulierend ausgeführt.
Vorteile	Verwendung von belasteten Prozesskondensat; Nutzung der Niedertemperaturwärme; Reduzierung des Aufbereitungsaufwandes von Kesselspeisewasser; Reduzierung des produzierten Dampfbedarfes; geringer apparativer Aufwand	Nutzung belastetes Prozesskondensat bzw. Dampf; Energieeinsparung Verringerung des Dampfbedarfes	Verwendung von belasteten Prozesskondensat zusätzlich belasteten Dampf möglich; Nutzung der Abwärme und Abkühlvorgänge im Vorfeld der Reformierung; Reduzierung des apparativen Aufwandes	Verwendung von belasteten Prozesskondensat zusätzlich belasteten Dampf möglich
Nachteile	Korrosionsprobleme	apparativen Aufwand; Korrosionsprobleme	Korrosionsprobleme möglich	Korrosionsprobleme möglich; Nutzungsgrad

8.2. Dampfbilanzprogramm XL-Dampf

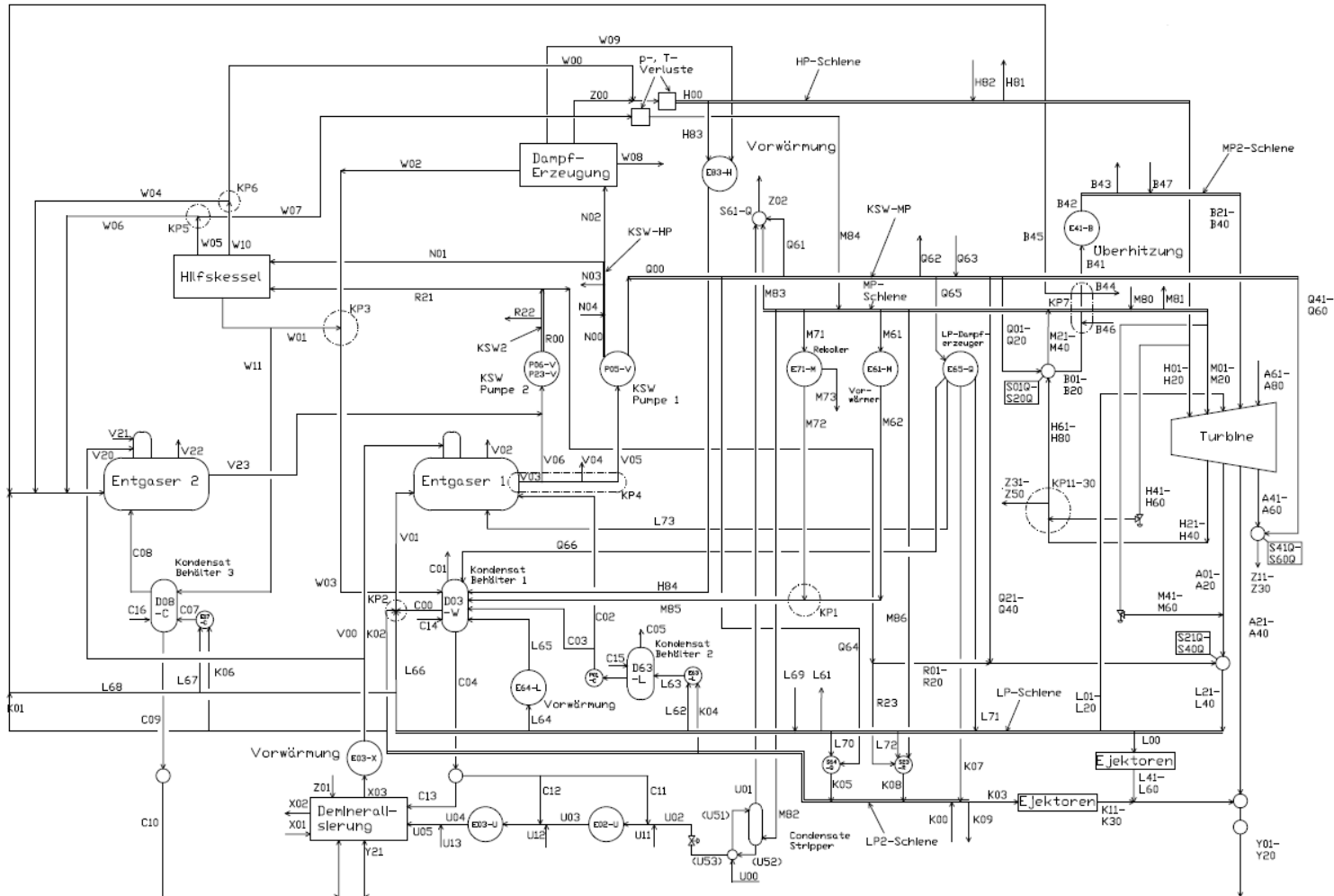


Abbildung 8-1: Übersichtsflowsheet XL-Dampf [9]

8.3. FGS-Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom

Die Abbildung 8-2 und Tabelle 8-4 zeigen die Verschaltungsmöglichkeit und Stromtabelle der FGS-Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) mit einem PC-Einsatzstrom.

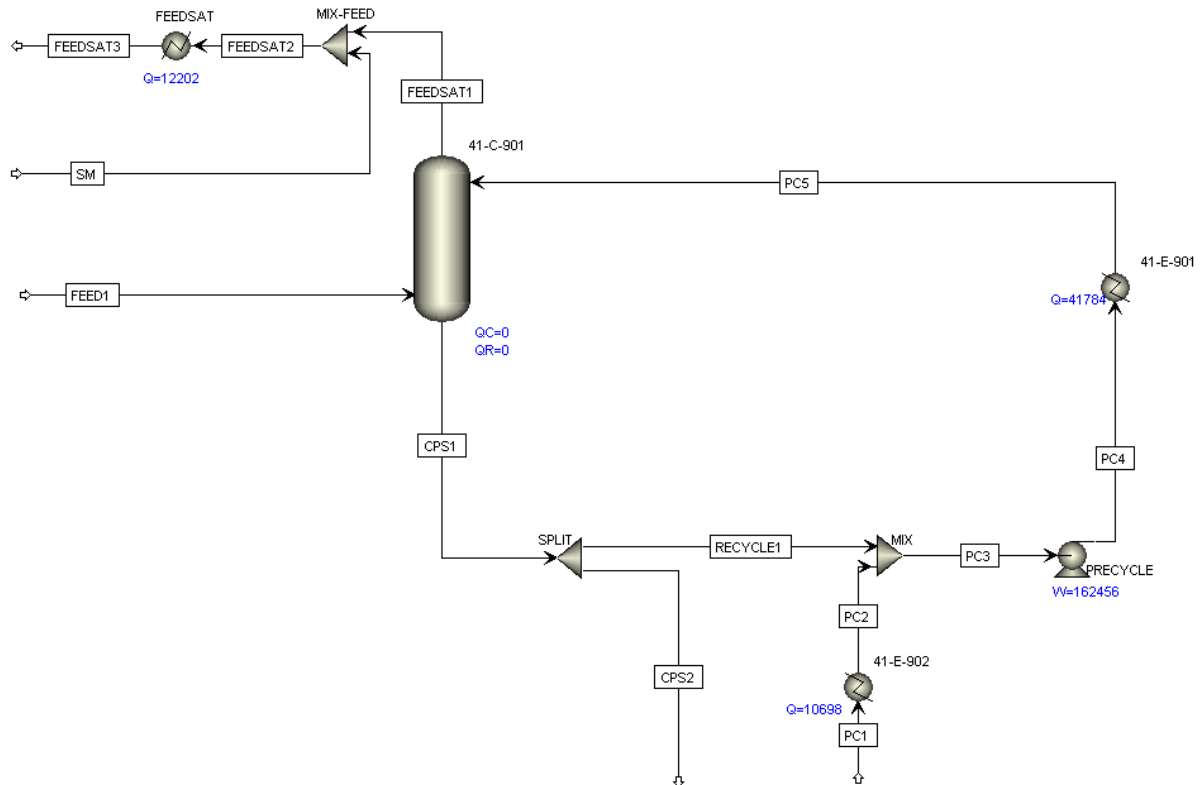


Abbildung 8-2: FGS-Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom

Tabelle 8-4: Stromtabelle von FGS-Version 1

	Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m· [kg / h]
CPS1	191.8	50.0	799190
CPS2	191.8	49.5	23976
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	224.9	50.9	163209
FEEDSAT2	303.0	50.4	284329
FEEDSAT3	365.0	49.9	284329
PC1	114.0	54.5	114550
PC2	192.0	54.0	114550
PC3	192.7	49.0	889764
PC4	192.8	54.0	889764
PC5	230.0	53.5	889760
RECYCLE1	191.8	49.5	775214
SM	424.0	52.0	121121

8.4. FGS-Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom

Die Abbildung 8-3 und Tabelle 8-5 zeigen die Verschaltungsmöglichkeit und Stromtabelle der FGS-Version 2 ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$) mit einem PC-Einsatzstrom.

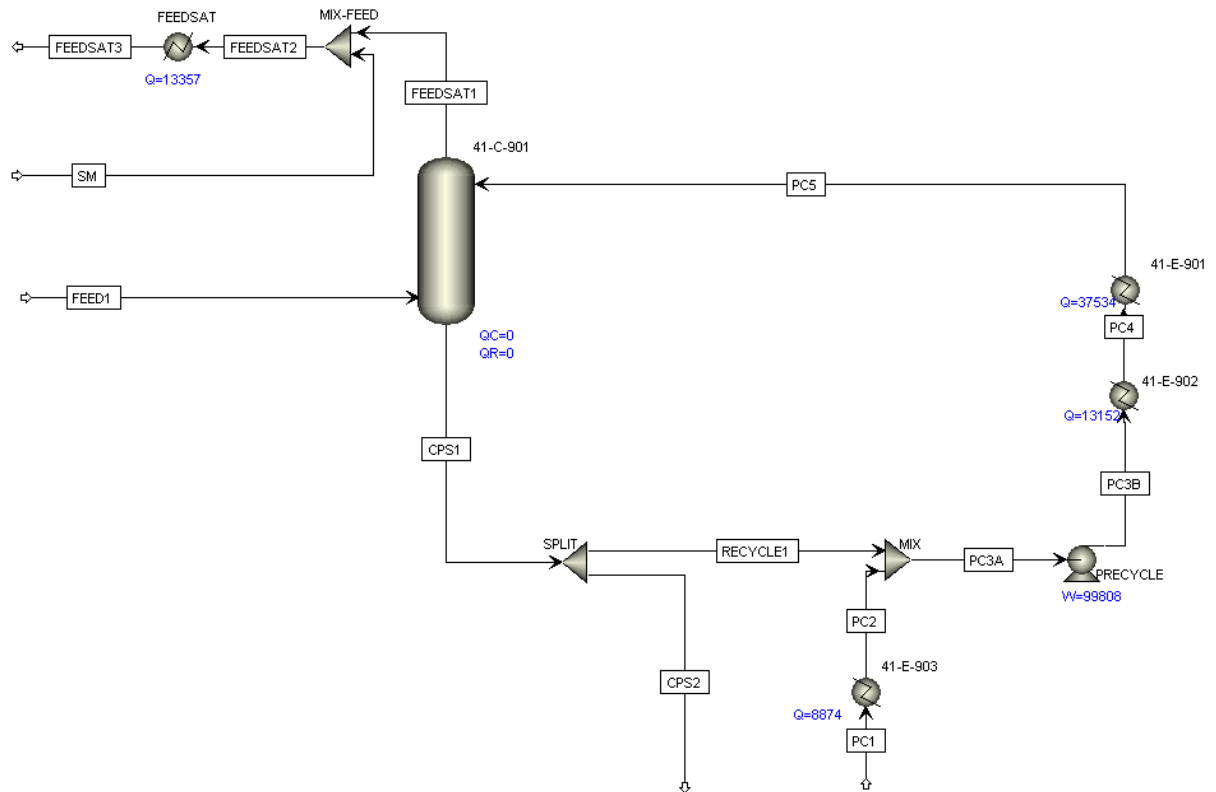


Abbildung 8-3: FGS-Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom

Tabelle 8-5: Stromtabelle von FGS-Version 2

	Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	178.5	50.0	385890
CPS2	178.5	49.5	11577
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	228.2	50.9	175611
FEEDSAT2	297.1	50.4	284341
FEEDSAT3	365.0	49.9	284341
PC1	114.0	54.5	114550
PC2	179.0	54.0	114550
PC3A	179.0	49.0	488863
PC3B	179.1	54.5	488863
PC4	200.0	54.0	488863
PC5	260.0	53.5	488863
RECYCLE1	178.5	49.5	374313
SM	424.0	52.0	108730

8.5. FGS-Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom

Die Abbildung 8-4 und Tabelle 8-6 zeigen die Verschaltungsmöglichkeit und Stromtabelle der FGS-Version 3 ($T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$) mit einem PC-Einsatzstrom.

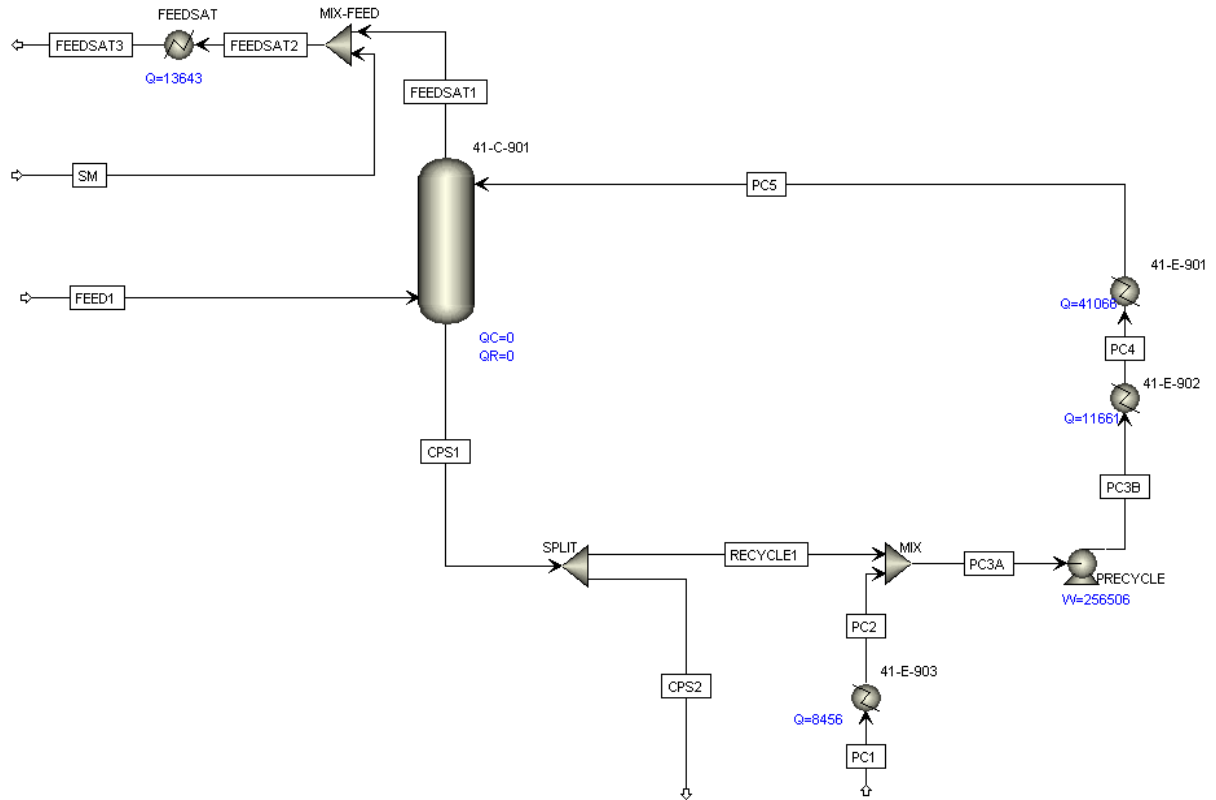


Abbildung 8-4: FGS-Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom

Tabelle 8-6: Stromtabelle von FGS-Version 3

	Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$		
	T [$^{\circ}\text{C}$]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	176.0	50.0	285003
CPS2	176.0	49.5	8550
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	228.9	50.9	178639
FEEDSAT2	295.7	50.4	284344
FEEDSAT3	365.0	49.9	284344
PC1	114.0	54.5	114550
PC2	176.0	54.0	114550
PC3A	176.3	49.0	391003
PC3B	176.6	66.2	391003
PC4	200.0	65.7	391003
PC5	280.0	65.2	391003
RECYCLE1	176.0	49.5	276453
SM	424.0	52.0	105705

8.6. FGS-Version 4 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren PC-Einsatzströmen

Die Abbildung 8-5 und Tabelle 8-7 zeigen die Verschaltungsmöglichkeit und Stromtabelle der FGS-Version 4 ($T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$) mit mehreren PC-Einsatzströmen.

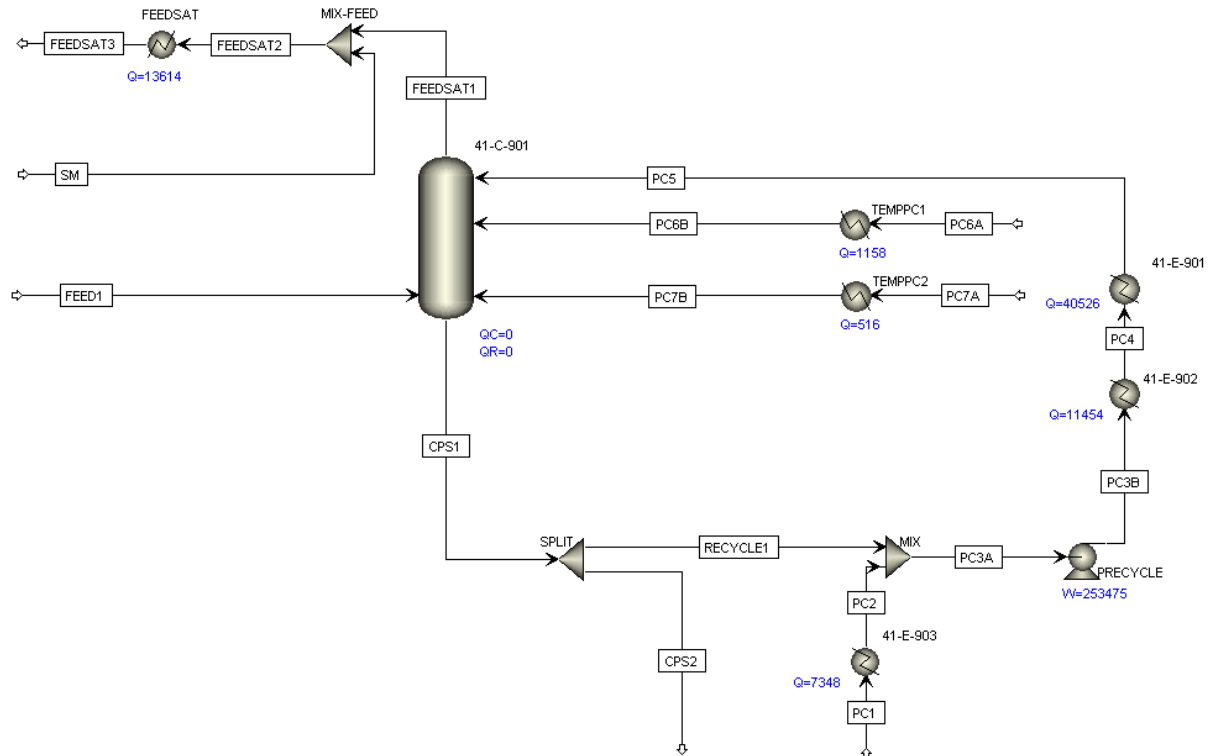


Abbildung 8-5: FGS-Version 4 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren PC-Einsatzströmen

Tabelle 8-7: Stromtabelle von FGS-Version 4

	Version 3 T _{PC} =280°C		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	176.2	50.0	295268
CPS2	176.2	49.5	8858
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	228.8	50.9	178330
FEEDSAT2	295.8	50.4	284344
FEEDSAT3	365.0	49.9	284344
PC1	114.0	54.5	99550
PC2	176.0	54.0	99550
PC3A	176.4	49.0	385960
PC3B	176.8	66.2	385960
PC4	200.0	65.7	385960
PC5	280.0	65.2	385960
PC6A	114.0	54.5	10000
PC6B	210.0	54.0	10000
PC7A	114.0	54.5	5000
PC7B	200.0	54.0	5000
RECYCLE1	176.2	49.5	286410
SM	424.0	52.0	106013

8.7. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 1

Die Abbildung 8-6 zeigt unter Verwendung der FGS-Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) die Bereitstellung von Wärmeenergie mit dem Dampfsystem der Variante 1.

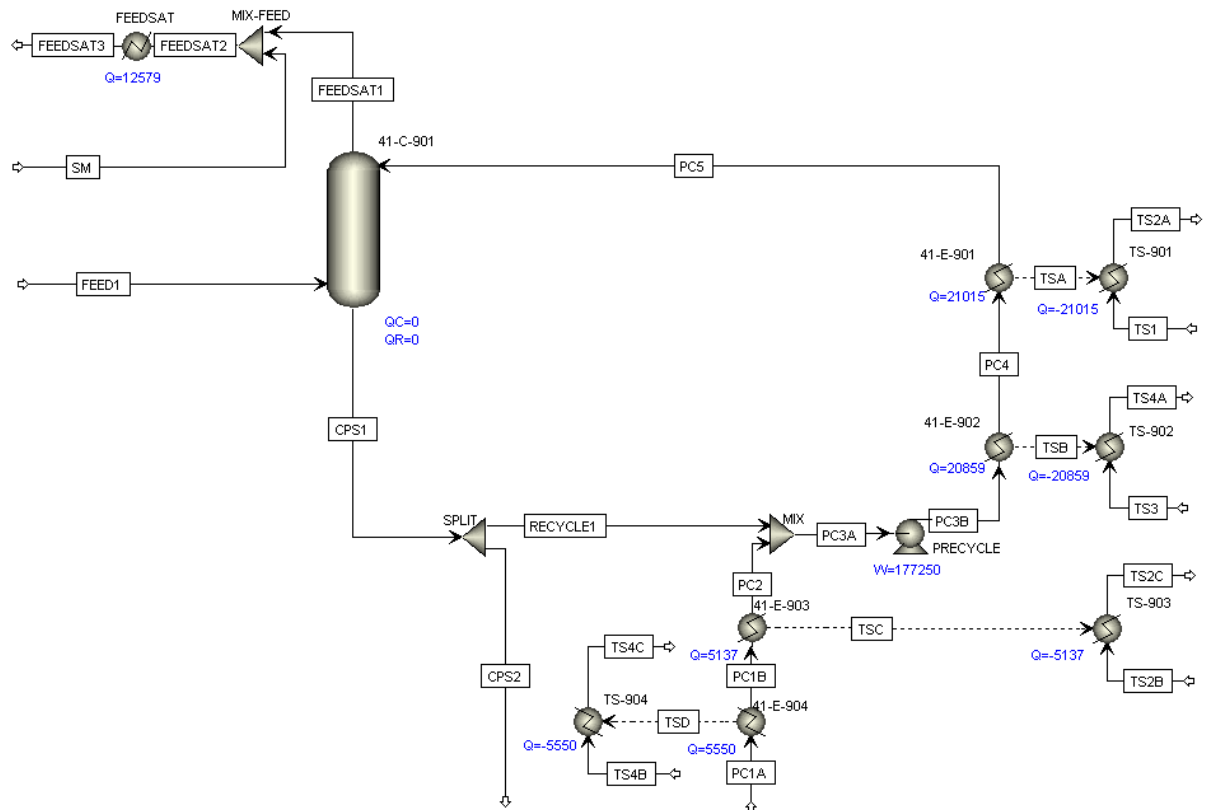


Abbildung 8-6: FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 1

Die Tabelle 8-8 zeigt die dazugehörige Stromtabelle vom Verschaltungsbild der Abbildung 8-6.

Tabelle 8-8: Stromtabelle FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 1

	Variante 1 T _{PC} =230°C		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	191.5	50.0	792196
CPS2	191.5	49.5	23766
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	224.9	50.9	163416
FEEDSAT2	299.0	50.4	274520
FEEDSAT3	365.0	49.9	274520
PC1A	114.0	54.5	114550
PC1B	155.0	54.0	114550
PC2	192.0	53.5	114550
PC3A	192.3	49.0	882980
PC3B	192.4	54.5	882980
PC4	210.0	54.0	882980
PC5	230.0	53.5	882974
RECYCLE1	191.5	49.5	768430
SM	424.0	52.0	111104
TS1	360.2	30.6	38600
TS2A	234.1	30.1	38600
TS2B	234.1	30.1	38600
TS2C	165.5	29.6	38600
TS3	319.7	21.1	37400
TS4A	213.8	20.6	37400
TS4B	213.8	20.6	37400
TS4C	124.8	20.1	37400

8.8. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 2

Die Abbildung 8-7 zeigt unter Verwendung der FGS-Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) die Bereitstellung von Wärmeenergie mit dem Dampfsystem der Variante 2.

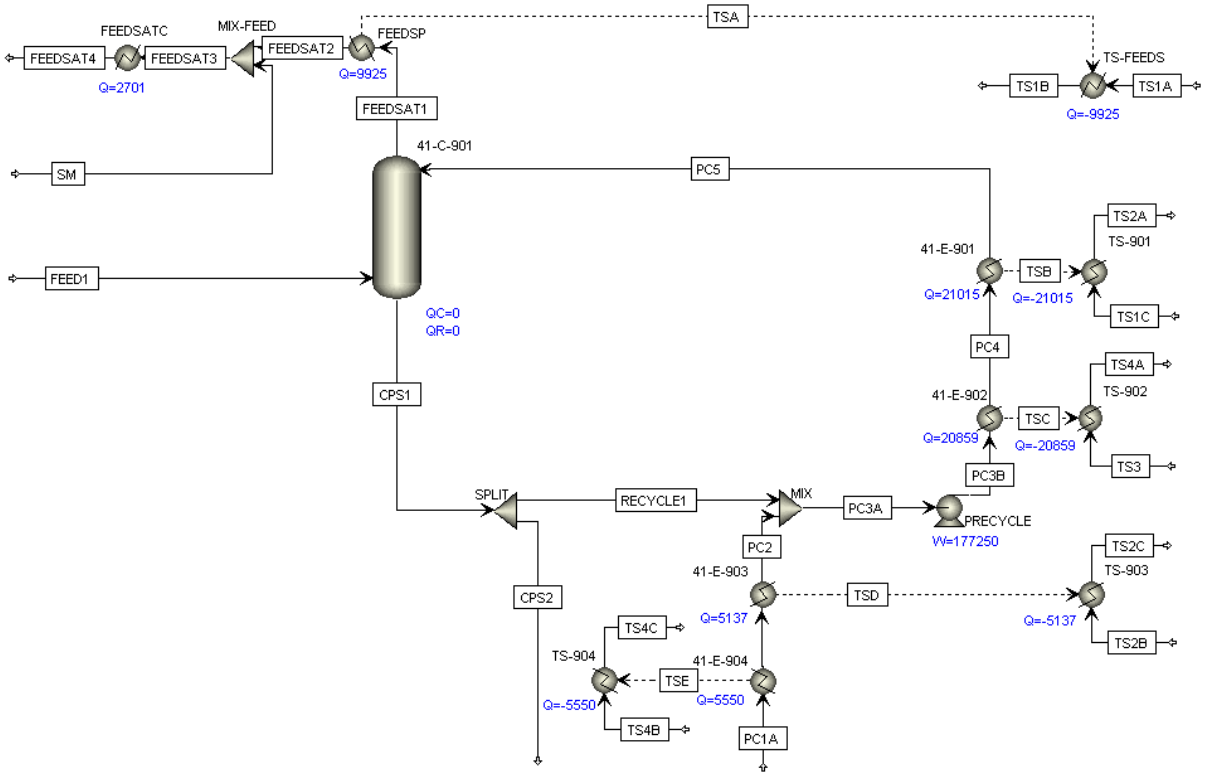


Abbildung 8-7: FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 2

Die Tabelle 8-9 zeigt die dazugehörige Stromtabelle vom Verschaltungsbild der Abbildung 8-7.

Tabelle 8-9: Stromtabelle FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 2

	Variante 2 T _{PC} =230°C		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	191.5	50.0	792196
CPS2	191.5	49.5	23766
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	224.9	50.9	163416
FEEDSAT2	310.0	50.4	163416
FEEDSAT3	351.0	49.9	274520
FEEDSAT4	365.0	49.4	274520
PC1A	114.0	54.5	114550
PC1B	155.0	54.0	114550
PC2	192.0	53.5	114550
PC3A	192.3	49.0	882980
PC3B	192.4	54.5	882980
PC4	210.0	54.0	882980
PC5	230.0	53.5	882974
RECYCLE1	191.5	49.5	768430
SM	424.0	52.0	111104
TS1A	424.0	52.0	51000
TS1B	265.8	51.5	51000
TS1C	265.8	51.5	51000
TS2A	246.5	51.0	51000
TS2B	246.5	51.0	51000
TS2C	166.5	50.5	51000
TS3	319.7	21.1	37400
TS4A	213.8	20.6	37400
TS4B	213.8	20.6	37400
TS4C	124.8	20.1	37400

8.9. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3a

Die Abbildung 8-8 zeigt unter Verwendung der FGS-Version 1 ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) die Bereitstellung von Wärmeenergie mit dem Dampfsystem der Variante 3a.

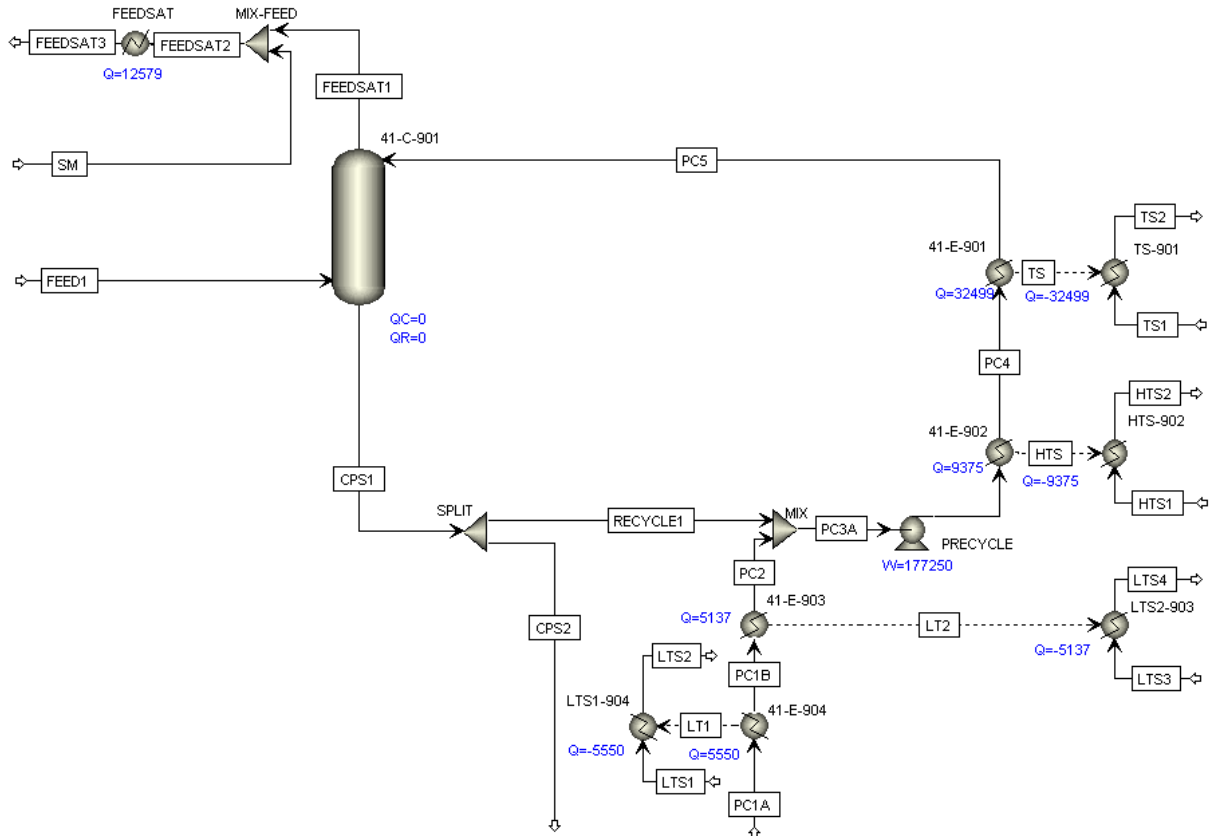


Abbildung 8-8: FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3a

Die Tabelle 8-10 zeigt die dazugehörige Stromtabelle vom Verschaltungsbild der Abbildung 8-8.

Tabelle 8-10: Stromtabelle FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3a

	Variante 3a T _{PC} =230°C		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	191.5	50.0	792196
CPS2	191.5	49.5	23766
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	224.9	50.9	163416
FEEDSAT2	299.0	50.4	274520
FEEDSAT3	365.0	49.9	274520
HTS1	239.2	39.8	438559
HTS2	203.0	39.3	438559
LTS1	164.9	38.2	438559
LTS2	161.6	37.7	438559
LTS3	226.0	39.3	438559
LTS4	205.7	38.8	438559
PC1A	114.0	54.5	114550
PC1B	154.0	54.0	114550
PC2	192.0	53.5	114550
PC3A	192.3	49.0	882980
PC3B	192.4	54.5	882980
PC4	200.0	54.0	882980
PC5	230.0	53.5	882974
RECYCLE1	191.5	49.5	768430
SM	424.0	52.0	111104
TS1	360.2	30.6	52500
TS2	212.9	30.1	52500

8.10. Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 3b

Die Abbildung 8-9 zeigt unter Verwendung der FGS-Version 2 ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$) die Bereitstellung von Wärmeenergie mit dem Dampfsystem der Variante 3b.

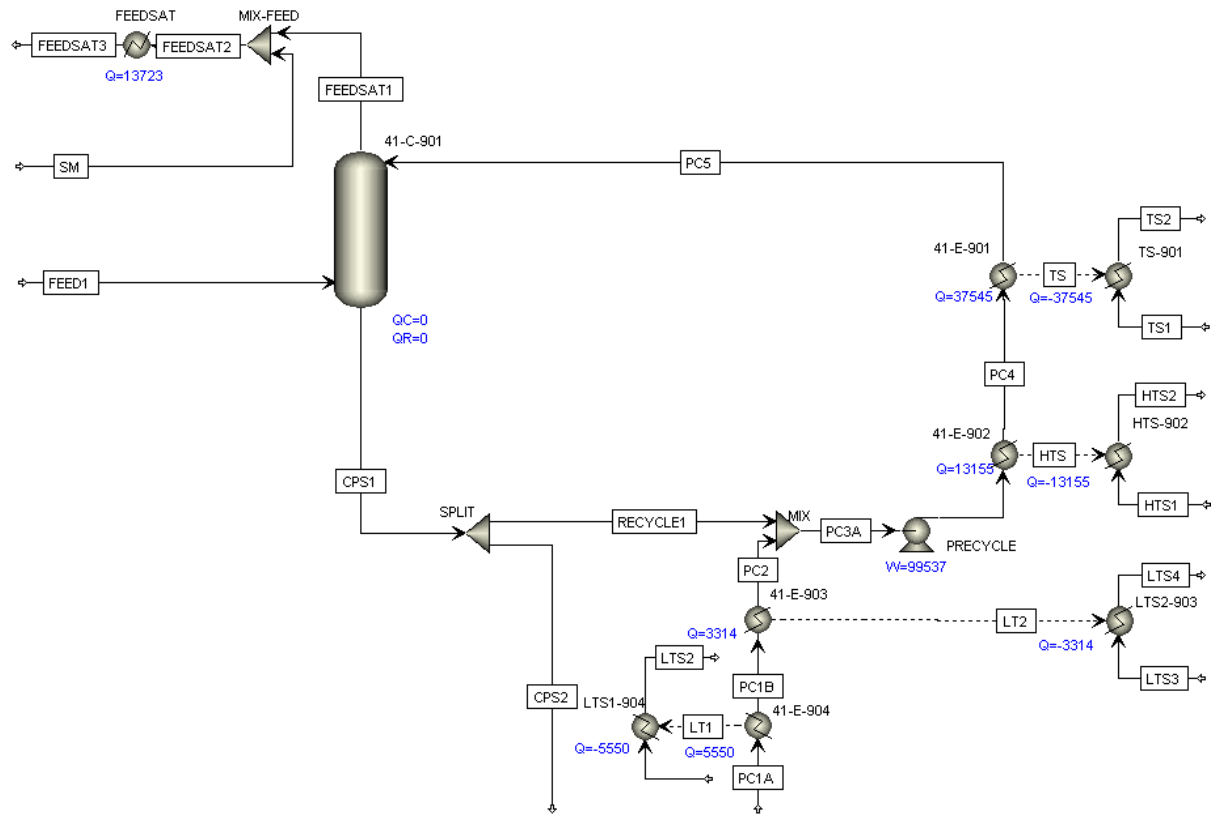


Abbildung 8-9: FGS-Version 2 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3b

Die Tabelle 8-11 zeigt die dazugehörige Stromtabelle vom Verschaltungsbild der Abbildung 8-9.

Tabelle 8-11: Stromtabelle FGS-Version 2 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3b

	Variante 3b T _{PC} =260°C		
	T [°C]	p [bar]	m [kg / h]
CPS1	178.4	50.0	384579
CPS2	178.4	49.5	11537
FEED1	365.0	50.5	72638
FEEDSAT1	228.1	50.9	175650
FEEDSAT2	293.0	50.4	274518
FEEDSAT3	365.0	49.9	274518
HTS1	250.7	39.8	438559
HTS2	200.0	39.3	438559
LTS1	164.9	38.2	438559
LTS2	161.5	37.7	438559
LTS3	226.0	39.3	438559
LTS4	213.2	38.8	438559
PC1A	114.0	54.5	114550
PC1B	155.0	54.0	114550
PC2	179.0	53.5	114550
PC3A	178.8	49.0	487592
PC3B	178.9	54.5	487592
PC4	200.0	54.0	487592
PC5	260.0	53.5	487592
RECYCLE1	178.4	49.5	373042
SM	424.0	52.0	98867
TS1	424.0	52.0	57500
TS2	210.8	51.5	57500

8.11. Ergebnis des Dampfsystems der Variante 1

Die Abbildung 8-10 zeigt ein Fließschema der HP-Dampfproduktion mit den Ergebnissen vom Dampfsystem der Variante 1.

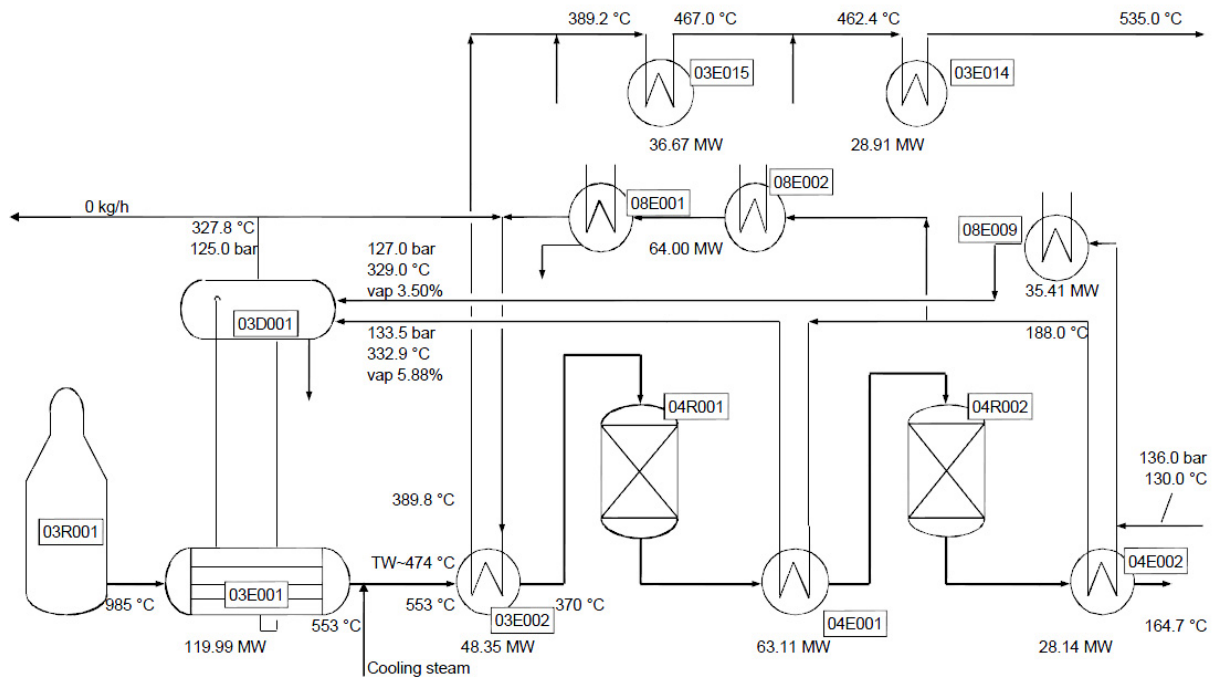


Abbildung 8-10: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 1

Die Tabelle 8-12 zeigt die Ergebnisse der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem der Variante 1.

Tabelle 8-12: Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 1

XL-Dampf Ergebnisse	Iststand [kg / h]	Variante 1 [kg / h]	Änderung [%]
Demineralisierung			
Prozesskondensat (belastet)	125980	39764	31.56
Hilfskessel			
MP-Dampferzeugung	16882	27364	162.09
Dampfturbinen			
MP-Dampfentnahme	444084	423466	95.36
Heizdampfbedarf aus Dampfturbinen			
Dampfentnahme p=21,06 bar	1)	37400	
Dampfentnahme p=30,63 bar	1)	38600	
Einstellung S /C-Verhältnis			
Prozessdampfbedarf	201880	187104	92.68
Dampfproduktion			
HP-Dampferzeugung	536473	519603	96.86

Wichtige Informationen zur Tabelle:

- 1) In MP-Dampfentnahme enthalten
- 2) Prozessdampf wird inklusive des Heizdampfes berechnet
- 3) Zusatzwärmebedarf wird in der XL-Dampfberechnung als MP-Dampfexport betrachtet

8.12. Ergebnis des Dampfsystems der Variante 2

Die Abbildung 8-11 zeigt ein Fließschema der HP-Dampfproduktion mit den Ergebnissen vom Dampfsystem der Variante 2.

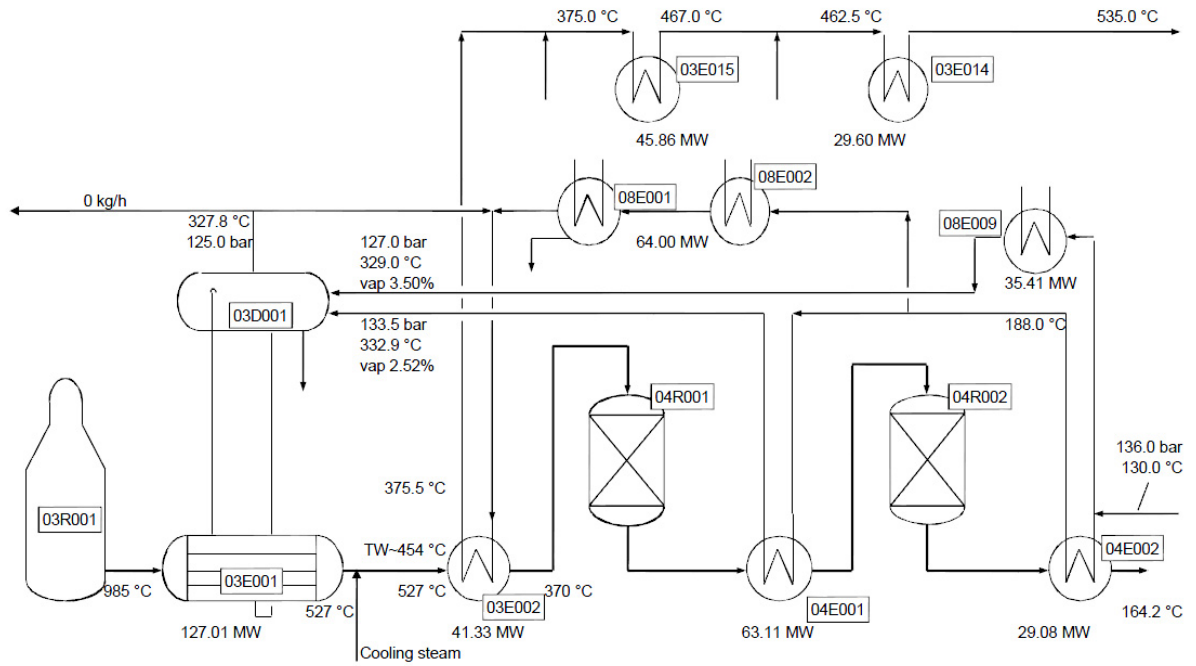


Abbildung 8-11: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 2

Die Tabelle 8-13 zeigt die Ergebnisse der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem der Variante 2.

Tabelle 8-13: Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 2

XL-Dampf Ergebnisse	Iststand [kg / h]	Variante 2 [kg / h]	Änderung [%]
Demineralisierung			
Prozesskondensat (belastet)	125980	39929	31.69
Hilfskessel			
MP-Dampferzeugung	16882	23574	139.64
Dampfturbinen			
MP-Dampfentnahme	444084	439657	99.00
Heizdampfbedarf aus Dampfturbinen			
Dampfentnahme p=21,06 bar	1)	37400	
MP-Dampfentnahme	1)	51000	
Einstellung S /C-Verhältnis			
Prozessdampfbedarf	201880	199504	98.82
Dampfproduktion			
HP-Dampferzeugung	536473	532850	99.32

8.13. Ergebnis des Dampfsystems der Variante 3a

Die Abbildung 8-12 zeigt ein Fließschema der HP-Dampfproduktion mit den Ergebnissen vom Dampfsystem der Variante 3a.

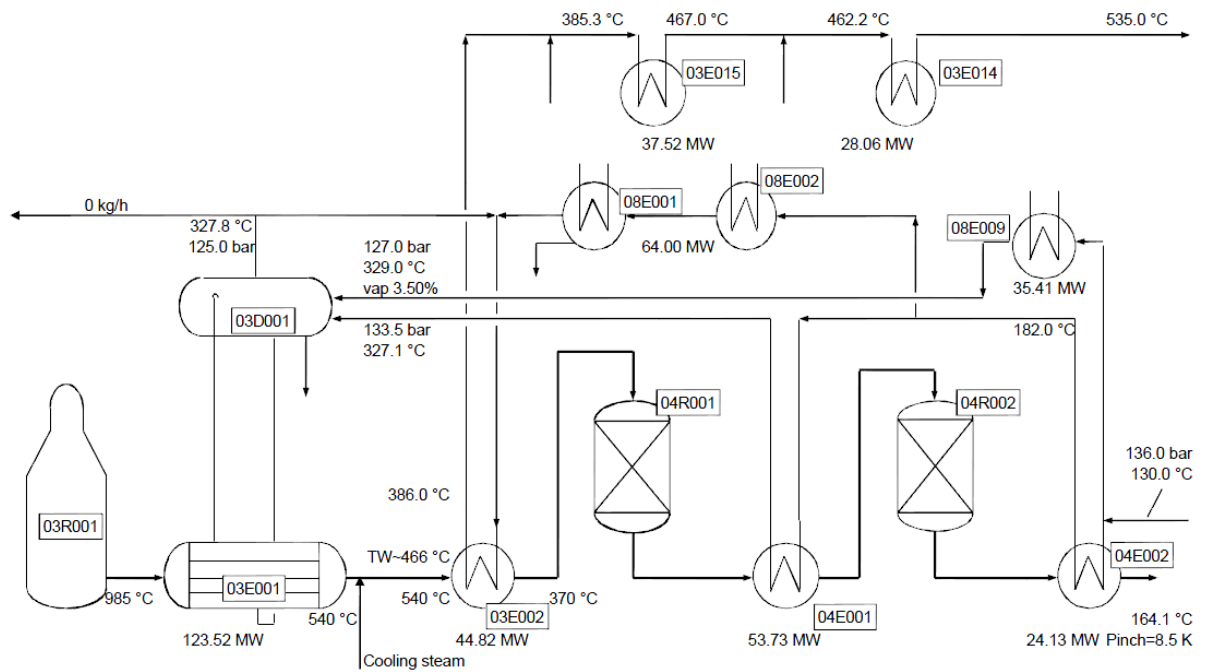


Abbildung 8-12: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 3a

Die Tabelle 8-14 zeigt die Ergebnisse der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem der Variante 3a.

Tabelle 8-14: Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 3a

XL-Dampf Ergebnisse	Iststand [kg / h]	Variante 3a [kg / h]	Änderung [%]
Demineralisierung			
Prozesskondensat (belastet)	125980	39561	31.40
Hilfskessel			
MP-Dampferzeugung	16882	23791	140.93
Dampfturbinen			
MP-Dampfentnahme	444084	403443	90.85
Heizdampfbedarf aus Dampfturbinen			
Dampfentnahme p=30,63 bar	1)	52500	
Einstellung S /C-Verhältnis			
Prozessdampfbedarf	201880	163604	81.04
Dampfproduktion			
HP-Dampferzeugung	536473	503221	93.80

8.14. Ergebnis des Dampfsystems der Variante 3b

Die Abbildung 8-13 zeigt ein Fließschema der HP-Dampfproduktion mit den Ergebnissen vom Dampfsystem der Variante 3b.

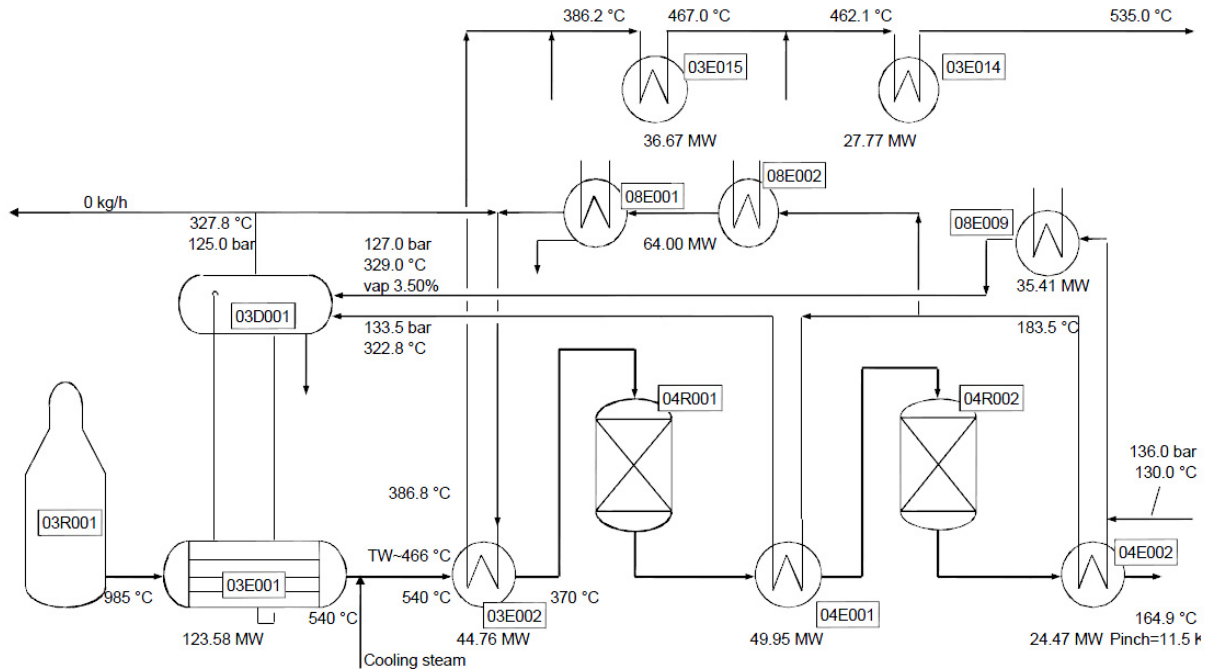


Abbildung 8-13: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 3b

Die Tabelle 8-15 zeigt die Ergebnisse der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem der Variante 3b.

Tabelle 8-15: Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 3b

XL-Dampf Ergebnisse	Iststand [kg / h]	Variante 3b [kg / h]	Änderung [%]
Demineralisierung			
Prozesskondensat (belastet)	125980	27263	21.64
Hilfskessel			
MP-Dampferzeugung	16882	23409	138.66
Dampfturbinen			
MP-Dampfentnahme	444084	396589	89.30
Heizdampfbedarf aus Dampfturbinen			
MP-Dampfentnahme	1)	57500	
Einstellung S /C-Verhältnis			
Prozessdampfbedarf	201880	156367	77.46
Dampfproduktion			
HP-Dampferzeugung	536473	497612	92.76

9. Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1: Prozessschritte Synthesegaserzeugung [7]	4
Abbildung 2-2: Typische Bauweise von einem Primär- und Sekundärreformer bei TK-Uhde [14]	5
Abbildung 2-3: Dampfsystem einer TK-Uhde Ammoniakanlage [14]	8
Abbildung 2-4: FGS-System [3]	9
Abbildung 2-5: Gleichgewichtsstufenmodell	11
Abbildung 2-6: ideale Trennstufe [16]	12
Abbildung 2-7: Simulationsaufbau Aspen [10]	14
Abbildung 2-8: Sequentiell modularer Ansatz [11]	15
Abbildung 2-9: Eingabeblattausschnitt Excel-Dampfbilanz „XL-Dampf“ [9]	20
Abbildung 2-10: CO ₂ -Kompressorturbine [9]	21
Abbildung 3-1: Iststand der Dampfproduktion [9]	24
Abbildung 3-2: QT-Diagramm Iststand der HT-Shift und LT-Shift	25
Abbildung 3-3: QT-Diagramm Iststand der Konvektionszone des Primärreformers	26
Abbildung 3-4: Simulation Iststand PC-Stripper	27
Abbildung 4-1: Verschaltung eines FGS-Systems mit mehreren PC-Eingangsströmen	29
Abbildung 4-2: Einflüsse der PC-Vorwärmung und Trennstufenanzahl auf die Austrittstemperatur T_A	31
Abbildung 5-1: Fließbild Bereitstellung der PC-Vorwärmung mit Dampfsystem Variante 1	45
Abbildung 6-1: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 1	53
Abbildung 6-2: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 2	53
Abbildung 6-3: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 3a	55
Abbildung 6-4: QT-Diagramm der Konvektionszone von Variante 3b	55
Abbildung 6-5: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 1	57
Abbildung 6-6: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 2	57
Abbildung 6-7: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 3a	59
Abbildung 6-8: QT-Diagramm des Konvertergases (BFW-Vorwärmung) von Variante 3b	59
Abbildung 8-1: Übersichtsflowsheet XL-Dampf [9]	79
Abbildung 8-2: FGS-Version 1 $T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom	80
Abbildung 8-3: FGS-Version 2 $T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom	81

Abbildung 8-4: FGS-Version 3 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit einem PC-Einsatzstrom.....	82
Abbildung 8-5: FGS-Version 4 $T_{PC}=280^{\circ}\text{C}$ mit mehreren PC-Einsatzströmen	83
Abbildung 8-6: FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 1.....	85
Abbildung 8-7: FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 2.....	87
Abbildung 8-8: FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3a.....	89
Abbildung 8-9: FGS-Version 2 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3b.....	91
Abbildung 8-10: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 1	93
Abbildung 8-11: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 2	95
Abbildung 8-12: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 3a	97
Abbildung 8-13: HP-Dampfproduktion vom Dampfsystem Variante 3b	99

10. Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1: Aufbau XL-Dampf Bilanzprogramm	20
Tabelle 3-1: Änderungen im Dampfverbrauchernetz zwischen Referenzanlage und Iststand	23
Tabelle 3-2: Stromtabelle PC-Stripper	28
Tabelle 4-1: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 1	33
Tabelle 4-2: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 2	34
Tabelle 4-3: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 3	34
Tabelle 4-4: Stromtabelle der Eintritts- und Austrittsströme von Version 4	35
Tabelle 4-5: Vergleich von verschiedenen Versionen zur Verschaltungsmöglichkeit.....	36
Tabelle 4-6: Änderung der FGS-Einstellung beim Gesamtprozess	37
Tabelle 5-1: Wärmeleistung für die PC-Aufwärmung der FGS-Version 1	41
Tabelle 5-2: Wärmeleistung für die PC-Aufwärmung der FGS-Version 2	41
Tabelle 5-3: Vergleich der HP-Dampfproduktion	42
Tabelle 5-4: Variantenübersicht des modifizierten Dampfsystem.....	43
Tabelle 5-5: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 1.....	46
Tabelle 5-6: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 2.....	47
Tabelle 5-7: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3a.....	49
Tabelle 5-8: Stromtabelle der Wärmeströme vom Dampfsystem Variante 3b.....	50
Tabelle 6-1: Vergleich der Dampfsysteme mit FGS-Version 1	62
Tabelle 6-2: Vergleich der Variante 3a ($T_{PC}=230^{\circ}\text{C}$) und 3b ($T_{PC}=260^{\circ}\text{C}$)	63
Tabelle 6-3: Einfluss der Varianten auf die Wärmeleistung der Apparate der Dampfproduktion	64
Tabelle 8-1: Anlagenliteratur	69
Tabelle 8-2: theoretische Literatur	72
Tabelle 8-3: Patente	76
Tabelle 8-4: Stromtabelle von FGS-Version 1	80
Tabelle 8-5: Stromtabelle von FGS-Version 2	81
Tabelle 8-6: Stromtabelle von FGS-Version 3	82
Tabelle 8-7: Stromtabelle von FGS-Version 4	84
Tabelle 8-8: Stromtabelle FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 1.....	86

Tabelle 8-9: Stromtabelle FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 2.....	88
Tabelle 8-10: Stromtabelle FGS-Version 1 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3a.....	90
Tabelle 8-11: Stromtabelle FGS-Version 2 mit Wärmeleistung vom Dampfsystem Variante 3b.....	92
Tabelle 8-12: Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 1	94
Tabelle 8-13: Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 2	96
Tabelle 8-14:Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 3a	98
Tabelle 8-15:Ergebnisdarstellung der relevanten Prozessgrößen vom Dampfsystem Variante 3b ...	100

11. Literaturverzeichnis

- [01] Rodriguez, Eduardo H., Spangler, Harvey (1989): Improved Efficiency Feed Gas Saturation System; Ammonia Plant Safety and Related Facilities; 187-194
- [02] Blazek I. (2007): Installing a saturator in an ammonia plant caused sulphur poisoned catalysts and excessive corrosion; Ammonia Plant Safety and Related Facilities; 223-232
- [03] Continental Engineering B.V. (1998): Upgrading a 25-year-old Ammonia Plant; Ammonia Plant Safety Symposium; 1-15
- [04] TK-Uhde (2005): Aufbereitung von Prozesskondensat; Fachanweisung; 1-8
- [05] Siebenhofer M. (2010): Thermische Verfahrenstechnik I VO Teil 1 Trocknung; TU-Graz Vorlesungsskriptum; 10-16, 57-64
- [06] Siebenhofer M. (2010): Thermische Verfahrenstechnik I VO Teil 2 Absorption; TU-Graz Vorlesungsskriptum; 30-49
- [07] Appl M. (1999): Ammonia Principles and Industrial Practice; Verlag: Wiley-VCH; 65-138
- [08] Schulenkorf M. (2010): Excel-Dampfbilanz „XL-Dampf“ Eine kurze Einführung ; MS-PowerPoint Präsentation; 1-19
- [09] Schulenkorf M. (2010): Dampfbilanz „XL-Dampf“ Kurzanleitung; Pkt. 3 Eingabe der Turbinendaten
- [10] Strube J. (2009): Stationäre Simulation mit AspenPlus; TU-Clausthal Vorlesungsskriptum; 9
- [11] Rammersdorfer E. (2011): Simulationsrechnung VA; TU-Graz MS-PowerPoint Präsentation; 1-45
- [12] Aspentech (2010): Aspen Physical-Property-System V7-2; Programmbeschreibung; 93, 130-133

- [13] Huemer H. (2009): Einführung in die Simulationsprogramme VT Kapitel 5 komplexe Fließbilder; TU-Graz MS-PowerPoint Präsentation; 1-8
- [14] TK-Uhde (2011): Firmenprospekt Ammoniak; http://www.thyssenkrupp-uhde.de/fileadmin/documents/brochures/uhde_brochures_pdf_en_5.pdf
(Zugriff am 31.10.2013)
- [15] Johannig J. (2012): Beurteilung der Wirtschaftlichkeit des Einsatzes von Sättigern in Ammoniak-Anlagen; TK-Uhde Vorschlag Aufgabenstellung Abschlussarbeit
- [16] Joham M. (2006): Untersuchung des Stofftransportes in Füllkörperkolonnen unter Anwendung moderner Programme; Ruhr-Universität Bochum Dissertation; 32-34
- [17] Vipul S. Parekh, Paul M. Mathias (1998): Efficient flash calculations for chemical process design-extension of the Bosten-Britt "Inside-Out" flash algorithm to extreme conditions and new flash types; Computers Chem. Engng Vol. 22, No. 10; 1371-1380