



TECHNISCHE  
UNIVERSITÄT  
WIEN  
Vienna | Austria

A handwritten signature in blue ink, likely belonging to Paul Linhardt.

## DIPLOMARBEIT

# Bewertung von Korrosionsrisiken als Grundlage für die technische Überwachung einer Gasaufbereitungsanlage

Ausgeführt am Institut für  
Chemische Technologien und Analytik  
der Technischen Universität Wien

unter der Anleitung von  
Ao. Univ.Prof. DI Dr. Paul LINHARDT

und in Zusammenarbeit mit  
DI Dr. Gerald ZEHETHOFER  
OMV Exploration & Production GmbH  
Protteser Straße 40, 2230 Gänserndorf

durch  
Nikolaus Schmidbauer  
Obere Weißgerberstraße 22/6A  
1030 Wien

A handwritten signature in blue ink, likely belonging to Nikolaus Schmidbauer.

Nikolaus Schmidbauer

Wien, 29. Februar 2016

Hiermit erkläre ich an Eides statt, dass ich die vorliegende Arbeit selbstständig und ohne fremde Hilfe verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und die aus anderen Quellen entnommenen Stellen als solche gekennzeichnet habe.

Nikolaus Schmidbauer

Wien, 29. Februar 2016

"Technik ist immer fortschrittlich, das ist ihr  
eingeboren, sie hat zu entwerten, was war."

Theodor Heuss (1884-1963)

## **Kurzfassung**

In der vorliegenden Arbeit werden anhand zuvor evaluierter Daten die in korrosionstechnischer Hinsicht relevanten Schädigungsmechanismen für eine Gasaufbereitungsanlage identifiziert. Dabei wird die gesamte Anlage in Teilbereiche mit ähnlich korrosiven Eigenschaften unterteilt, um die Zuteilung der Mechanismen zu vereinfachen. Anhand der bereitgestellten Daten aus den Prüfzeugnissen der Behälter, sowie den errechneten Stoffzusammensetzungen in den relevanten Bereichen, können für diese Teilbereiche die Schädigungsmechanismen ausgearbeitet werden. Zusätzlich kann durch Evaluierung der Korrosionsmessdaten innerhalb der Anlage eine gewisse Kritizität der Bereiche der Anlage ermittelt werden, welche im direkten Zusammenhang zu den theoretisch ermittelten Werten stehen. Außerdem werden die Messpositionen zur Korrosionsratenmessung innerhalb der Anlage neu definiert, sowie alternative Messmethoden vorgeschlagen, um zukünftig genauere Resultate zu erhalten.

Die Ergebnisse dieser Arbeit dienen in weiterer Folge der Erstellung eines „Risk Based Inspection“-Plans, um die technische Überwachung der Anlage von fixen Inspektionsintervallen zu einer risikobasierten Inspektion zu überführen.

## Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einführung</b> .....	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>„Risk Based Inspection“</b> .....	<b>3</b>
<b>3</b>	<b>Beschreibung der Anlage</b> .....	<b>5</b>
3.1	Allgemeine Verfahrensbeschreibung .....	5
3.2	Einteilung in Loops .....	7
<b>4</b>	<b>Schädigungsmechanismen</b> .....	<b>8</b>
4.1	Allgemeines .....	9
4.1.1	Korrosion ohne zusätzlich auftretender Spannung.....	11
4.1.2	Korrosion mit zusätzlich auftretender Spannung.....	13
4.1.3	Der Einfluss von Chlorid .....	14
4.1.4	Der Einfluss von Wasserstoff.....	15
4.2	Schädigung durch feuchtes H <sub>2</sub> S.....	17
4.2.1	Blasenbildung .....	17
4.2.2	Wasserstoffinduzierte Rissbildung (HIC) .....	18
4.2.3	Spannungsbedingte wasserstoffinduzierte Rissbildung (SOHIC) .....	18
4.2.4	Sulfidinduzierte Spannungsrisskorrosion (SSC).....	18
4.2.5	Voraussetzungen für die Schädigung durch feuchtes H <sub>2</sub> S.....	19
4.3	CO <sub>2</sub> -Korrosion.....	19
4.3.1	Voraussetzungen für CO <sub>2</sub> -Korrosion .....	20
4.4	Aminkorrosion.....	20
4.5	Spannungsrisskorrosion durch Chlorid (Cl-SCC).....	20
4.5.1	Voraussetzungen für die chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion.....	21
4.6	Spannungsrisskorrosion durch Laugen (CSCC).....	21
4.6.1	Voraussetzungen für Spannungsrisskorrosion durch Laugen .....	21
4.7	Korrosion unter Isolierung (CUI) .....	22
4.7.1	Voraussetzungen für Korrosion unter Isolierung .....	23
4.8	Glykolkorrosion .....	23
<b>5</b>	<b>Die Gasaufbereitung</b> .....	<b>24</b>
5.1	Prozessbeschreibung.....	24
5.2	Korrosionsvorgänge in der Aminwäsche.....	25
5.2.1	Konzentration der Aminlösung .....	26
5.2.2	Beladung durch Sauer gas .....	26
5.2.3	Betriebstemperatur.....	27
5.2.4	Strömungsgeschwindigkeit .....	28
5.2.5	Einfluss von Verunreinigungen.....	28
<b>6</b>	<b>Die Gastrocknungsanlage</b> .....	<b>32</b>

6.1	Prozessbeschreibung.....	34
6.2	Korrosionsvorgänge bei der Glykoltrocknung.....	34
6.2.1	Thermische Stabilität:.....	35
6.2.2	Auswirkung der Zersetzung von TEG.....	35
6.2.3	Eisengehalt .....	36
6.2.4	Chloridkonzentration .....	36
<b>7</b>	<b>Zuteilung der Schädigungsmechanismen .....</b>	<b>37</b>
7.1	Der Hauptstrom.....	38
7.1.1	Loop 0001 .....	39
7.1.2	Loop 0002 .....	39
7.1.3	Loop 2002 .....	40
7.1.4	Loop 0003 .....	40
7.1.5	Loop 0004 .....	40
7.1.6	Loop 0005 .....	40
7.2	Die Gasaufbereitung.....	41
7.2.1	Loop 2001 .....	42
7.2.2	Loop 2002 .....	42
7.2.3	Loop 2003 .....	42
7.2.4	Loop 2005 .....	43
7.2.5	Loop 2006 .....	43
7.3	Die Gastrocknung .....	43
7.3.1	Loop 3002 .....	45
7.3.2	Loop 0004 .....	45
7.3.3	Loop 3001 .....	45
7.3.4	Loop 3003 .....	45
<b>8</b>	<b>Errechnete Korrosionsraten .....</b>	<b>47</b>
8.1	ECE5.....	47
8.1.1	Loop 0002 – Gaseingang .....	48
8.1.2	Loop 0004 – nach der Aminwäsche: .....	48
8.1.3	Loop 0005 – nach der Gastrocknung.....	49
8.2	NORSOK M-506 .....	49
8.3	Vergleich der Auswertungen.....	50
<b>9</b>	<b>Korrosionsmessungen.....</b>	<b>52</b>
9.1	Allgemeine Verfahrensbeschreibung .....	52
9.2	Auswertung bestehender Messpunkte.....	53
9.2.1	Vergleich der Korrosivität der Loops:.....	54
9.2.2	Vergleich der Korrosivität in den Behälter .....	57
9.3	Durchschnittliche Korrosionsraten .....	61
9.4	Hindernisse bei der Korrosionsmessung.....	62
9.5	Neudefinierung der Messpositionen .....	62

---

<b>10 Alternative Messmethoden .....</b>	<b>66</b>
<b>11 Fazit.....</b>	<b>67</b>

## Abkürzungsverzeichnis

API	.....	American Petroleum Institutes
C <sub>2</sub> +	.....	Ethan und höherwertige Kohlenwasserstoffe
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	.....	Ethan
C <sub>3</sub> +	.....	Propan und höherwertige Kohlenwasserstoffe
CH <sub>4</sub>	.....	Methan
Cl-SCC	.....	<i>Chlorid induced Stress Corrosion Cracking</i> Spannungsrissskorrosion durch Chlorid
CO <sub>2</sub>	.....	Kohlenstoffdioxid
CS	.....	<i>Carbon Steel</i> Kohlenstoffstahl
CSCC	.....	<i>Caustic Stress Corrosion Cracking</i> Laugeninduzierte Spannungsrissskorrosion
CUI	.....	<i>Corrosion Under Insulation</i> Korrosion unter Isolierung
Gew%	.....	Gewichtsprozent
H <sub>2</sub> O	.....	Wasser
H <sub>2</sub> S	.....	Schwefelwasserstoff
HB	.....	Brinellhärte
HIC	.....	<i>Hydrogen Induced Cracking</i> Wasserstoffinduzierte Rissbildung
HRS	.....	Hitzersistente Salze
HV	.....	Vickers-Härte
MDEA	.....	Methyldiethanolamin
Mol%	.....	Molprozent
N <sub>2</sub>	.....	Stickstoff
NaCl	.....	Natriumchlorid
O <sub>2</sub>	.....	Sauerstoff
ppm	.....	Parts per Million Volume
ppmw	.....	Parts per Million Weight
RBI	.....	<i>Risk Based Inspection</i> - Risikobasierte Inspektion
SO <sub>2</sub>	.....	Schwefeldioxid
SOHIC	.....	<i>Stress Orientated Hydrogen Induced Cracking</i> Spannungsbedingte wasserstoffinduzierte Rissbildung
SpRK	.....	Spannungsrissskorrosion
SS	.....	<i>Stainless Steel</i> Austenitischer rostfreier Stahl
SSC	.....	<i>Sulfide Stress Corrosion Cracking</i> Schwefelinduzierte Spannungsrissskorrosion
TEG	.....	Triethylenglykol
Vol%	.....	Volumsprozent
TÜV	.....	Technischer Überwachungsverein
ÖVGW	.....	Österreichische Vereinigung für das Gas- und Wasserfach



## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Qualitative Risikomatrix.....	3
Abbildung 2: Blockdiagramm des RBI-Prozesses [3] .....	4
Abbildung 3: Schematischer Prozess der Gasaufbereitung.....	6
Abbildung 4: Voraussetzungen für Spannungsrisskorrosion .....	8
Abbildung 5: Der elektrochemische Korrosionsmechanismus .....	10
Abbildung 6: Säurekorrosion an der Rissspitze durch Hydrolyse der Salze.....	13
Abbildung 7: Abhängigkeit der Korrosionsrate von Partialdruck und Temperatur [20] .....	20
Abbildung 8: Materialien für den Einsatz bei CSCC - abhängig von Temperatur und Konzentration NaOH [23].....	22
Abbildung 9: Korrosionssysteme in CO <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> S Korrosion [26].....	27
Abbildung 10: Energieverbrauch bezogen auf Erdgasdruck [65] – für die betrachtete Anlage 7MPa .....	33
Abbildung 11: Loopeinteilung des Hauptgasstroms .....	39
Abbildung 12: Loopeinteilung der Aminwäsche .....	41
Abbildung 13: Loopeinteilung der Glykoltrocknung.....	44
Abbildung 14: Korrosionsraten bezogen auf Druck .....	50
Abbildung 15: Korrosionskupon.....	52
Abbildung 16: Halterung und eingespannte Korrosionskupons.....	52
Abbildung 17: Korrosionsraten für Loop 0001 .....	54
Abbildung 18: Korrosionsraten für Loop 0003 .....	55
Abbildung 19: Korrosionsraten für Loop 2002.....	55
Abbildung 20: Korrosionsraten für Loop 2003/5001.....	56
Abbildung 21: Korrosionsraten für Loop 2005.....	56
Abbildung 22: Korrosionsraten für Loop 2006.....	57
Abbildung 23: Korrosionsraten für Behälter F-1 .....	57
Abbildung 24: Korrosionsraten für Behälter T-201 .....	58
Abbildung 25: Korrosionsraten für Behälter T-1 .....	58
Abbildung 26: Korrosionsraten für Behälter T-101 .....	59
Abbildung 27: Korrosionsraten für Behälter T-202.....	59
Abbildung 28: Korrosionsraten für Behälter T-102.....	60
Abbildung 29: Korrosionsraten für Behälter T-2.....	60
Abbildung 30: Korrosionsmesspunkte Hauptstrom .....	63
Abbildung 31: Korrosionsmesspunkte Aminstrom.....	64
Abbildung 32: Korrosionsmesspunkte Glykolstrom.....	65

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Korrosionsrate abhängig von HS-Konzentration und Temperatur [57].....	29
Tabelle 2: Voraussetzungen für Schädigung.....	37
Tabelle 3: Betriebsbedingungen der Loops des Hauptstroms (berechnete Werte) .....	38
Tabelle 4: Betriebsbedingungen der Loops der Aminwäsche (berechnete Werte).....	41
Tabelle 5: Betriebsbedingungen der Loops der Gastrocknung (berechnete Werte).....	44
Tabelle 6: Vergleich der errechneten Korrosionsraten .....	51
Tabelle 7: Position der Korrosionskupons .....	53
Tabelle 8: Durchschnittliche Korrosionsraten.....	61

## 1 Einführung

In einer Studie aus dem Jahr 2001 über die der US Wirtschaft durch Korrosion entstandenen Kosten wurden diese auf etwa 275 Milliarden US-Dollar jährlich geschätzt. Eine Summe, die sich sogar verdoppelt, werden die indirekt durch Korrosion entstandenen Kosten berücksichtigt. Allein in dem Bereich der Öl- und Gasindustrie, im Speziellen der Exploration und Produktion, fallen jährlich Kosten von 1,4 Milliarden US-Dollar an. Das entspricht in etwa 8 bis 10 % des gesamten Investitionsvolumens dieses Sektors. [1] Für Gasaufbereitungsanlagen, die eine Entschwefelungsanlage inkludiert haben, wurde berechnet, dass 25 % der Instandhaltungskosten der Korrosionsüberwachung zuzuschreiben sind. [2]

Diese Studie über die korrosionsbedingten Kosten zeigt eindeutig, dass technische Innovationen viele neue Wege zum Korrosionsschutz geliefert haben. Der Studie zufolge kann allerdings auch ein besseres Korrosionsmanagement durch vorbeugende Maßnahmen in nicht-technischen und technischen Bereichen erzielt werden. Folgende Maßnahmen wurden dabei identifiziert [1]:

Technische Strategien:

- Weiterentwicklung der Auslegung des Designs für besseres Korrosionsmanagement
- Weiterentwickeln der Lebensdauervorhersage und Methoden zur Einschätzung der Leistung
- Entwickeln der Korrosionstechnologie durch Forschung, Entwicklung und Umsetzung

Nicht-technische Strategien:

- Das Bewusstsein über die hohen Korrosionskosten und Einsparungsmöglichkeiten schärfen
- Aufklärung: Den Irrglauben beseitigen, dass nichts gegen Korrosion gemacht werden kann
- Bildung und Training der Angestellten verbessern
- Strategien, Regularien, Normen und Handhabung des Managements ändern um die Einsparung von Kosten entstanden durch Korrosion zu erhöhen

So wird die technische Überwachung von Industrieanlagen mittels fix definierten Revisionsintervallen immer mehr von risikobasierten Inspektionen ersetzt. Dabei werden die einzelnen Bestandteile einer Anlage sogenannten Gefährdungsgruppen zugeteilt, bestehend aus einem Versagensrisiko und den Schadensfolgen. Daraus resultiert letztendlich das optimierte Revisionsintervall.

In dieser Arbeit werden anhand zuvor evaluierter Daten bezüglich der chemischen Belastung und werkstofftechnischer Beschreibungen die korrosionsbedingten Schädigungsmechanismen einer Gasaufbereitungsanlage bestimmt. Computergestützte Abschätzungen von

Korrosionsraten, historische Erfahrungswerte sowie punktuell erhobene Zustandsdaten werden zur Klassifizierung der Anlagenabschnitte herangezogen. Damit soll die Grundlage für die Festlegung der risikobasierten Inspektionsintervalle geschaffen werden. Die somit gewonnenen Informationen sollen zudem eine optimierte Festlegung der Messpunkte für die Korrosionsüberwachung erlauben.

## 2 Risk Based Inspection

Der Großteil der Bestandteile einer Gasaufbereitungsanlage besteht aus drucktragenden Behältern, die regelmäßig eine Inspektion durch den Technischen Überwachungsverein (TÜV) durchlaufen müssen. Dabei können ganz prinzipiell zwei Extrema an Möglichkeiten zur Festlegung von Inspektionsintervallen beschrieben werden, die beide jedoch nicht zielführend sind: Zum einen können Inspektionen sehr selten durchgeführt werden und Behälter werden erst dann getauscht, wenn sie lecken oder nicht mehr funktionsfähig sind. Diese Variante ist jedoch aufgrund des hohen Gefahrenpotentials nicht akzeptabel. Zum anderen könnten die Behälter so oft und sorgfältig inspiziert werden, dass es nicht mehr ökonomisch wäre und das Unternehmen somit durch zu hohe Kosten nicht mehr konkurrenzfähig ist.

Einige Organisationen veröffentlichten bereits Richtlinien zu maximalen Inspektionsintervallen, allerdings ohne vernünftige Vorschläge wann diese maximalen Intervalle Anwendung finden können [3].

Bei der Risk Based Inspection (RBI) wird das Risiko als Basis zur Priorisierung und Bewältigung des Aufwands eines Inspektionsprogramms herangezogen. So kann ein relativ großer Prozentsatz an hohen Risiken einem sehr kleinen Prozentsatz an Anlagenbestandteilen zugeordnet werden. RBI erlaubt eine Anpassung der Inspektions- und Instandhaltungsressourcen, um ein maximales individuelles Inspektionsintervall für alle Behälter (Druckgeräte) zu erhalten. Somit wird durch das RBI eine optimale Kombination von Inspektionsmethode, -umfang sowie -frequenz des Equipments festgelegt.

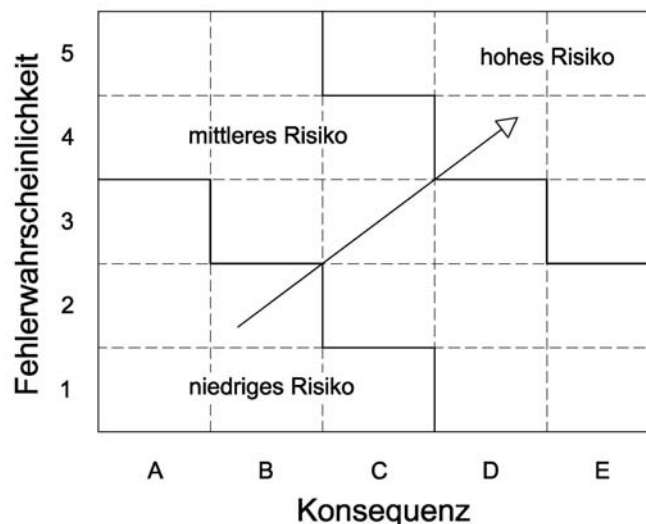


Abbildung 1: Qualitative Risikomatrix

Bei der RBI wird aus der Kombination der Fehlerwahrscheinlichkeit und der Konsequenz eines Fehlers das voraussichtliche Risiko ermittelt, um dem Bestandteil der Anlage eine Inspektionsrisikogruppe (hoch, mittel, niedrig) zuzuteilen. Anhand einer sogenannten

Risikomatrix kann das Risiko abgelesen werden (siehe Abbildung 1). Diese Zuteilung ermöglicht es auf unnötige Inspektionen zu verzichten oder diese aufzuschieben, oder wichtige Inspektionen zu priorisieren. [3]

Das unten dargestellte Blockdiagramm (Abbildung 2) zeigt schematisch den Ablauf des RBI-Prozesses. Nachdem alle erforderlichen Daten gesammelt wurden, kann die Fehlerwahrscheinlichkeit und die Fehlerkonsequenz ermittelt werden, wodurch man wiederum die Risikobewertung eines jeden Behälters erhält. Diese Bewertung wird in weiterer Folge herangezogen um die genauere Inspektionsplanung sowie erforderlichenfalls Instandhaltungsmaßnahmen (z.B. korrosionsschützende) festzulegen. Abschließend kann eine Neubewertung des Equipments erfolgen.

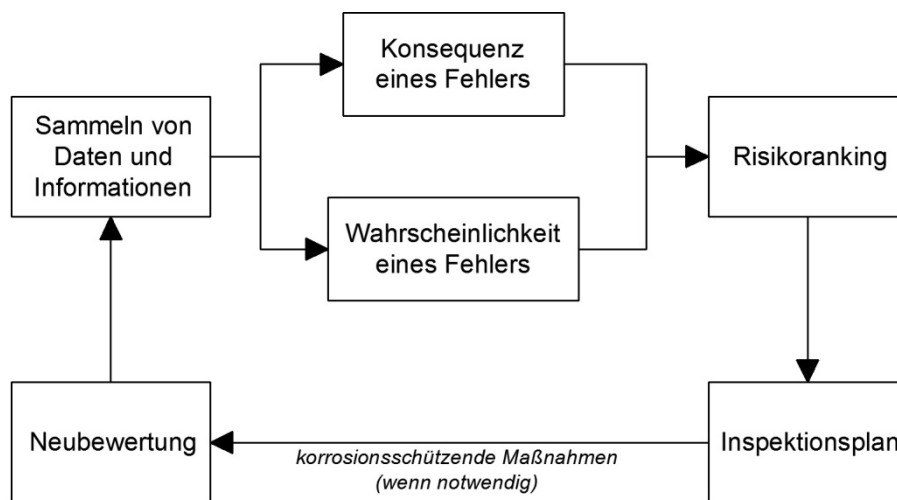


Abbildung 2: Blockdiagramm des RBI-Prozesses [3]

Die Risikobewertung beinhaltet zu Beginn die Aufnahme des momentanen und voraussichtlichen Zustands des Equipments. Folgende Fragen sind zu stellen [3]:

1. Welche Materialschwächung wurde beobachtet oder könnte erfolgen?
2. Wie hoch ist die Wahrscheinlichkeit, dass diese Schwächung auftritt?
3. Was ist die Konsequenz dieser Schwächung?

Somit ist in diesem ersten Stadium auch die Korrosion der Materialien maßgebend. Auf Grund unterschiedlicher Medien, die in bestimmten Bereichen der Anlage vorkommen, ergibt sich eine Vielzahl an verschiedenen Schädigungsmechanismen, hervorgerufen durch Korrosion. Genau jene Schädigungsmechanismen werden in dieser Arbeit identifiziert um sie in weiterer Folge im Zuge der RBI in das System einpflegen zu können.

### 3 Beschreibung der Anlage

Um das geförderte Erdgas an den Endkunden liefern zu können, müssen in einer Gasaufbereitungsanlage alle nicht erwünschten Bestandteile des natürlich vorkommenden Gases abgetrennt werden.

Die hier dargestellte allgemeine Verfahrensbeschreibung gibt nur einen groben Überblick über die Abläufe in der gesamten Anlage und bezieht sich ausschließlich auf die Gasaufbereitungsanlage in Aderklaa (bei Wien). In zwei weiteren Kapiteln werden die Bereiche der Gasaufbereitung mittels Aminwäsche (5) sowie die Gastrocknungsanlage (6) im Detail beschrieben, die im Speziellen im Hinblick auf die korrosionstechnischen Vorgänge einen genaueren Einblick geben sollen.

Die chemische Zusammensetzung der Gemische in den verschiedenen Bereichen der Anlage wurde einer Softwareanalyse entnommen, da nicht für alle Bereiche der Anlage Probenanalysen durchgeführt werden. Die errechneten Werte wurden jedoch mit den vorhandenen Analysen abgeglichen und weisen in korrosionstechnischer Hinsicht immer den kritischeren Fall auf, wodurch die Verwendung der berechneten Werte gerechtfertigt ist.

#### 3.1 Allgemeine Verfahrensbeschreibung

Das natürlich vorliegende Erdgas wird während des Förderprozesses mit einem Korrosionsinhibitor versetzt, um Korrosion der Leitungen bis zu den Gassonden zu verhindern. Direkt an den Gassonden wird das geförderte Gas vorab bereits getrocknet und freies Wasser abgeschieden, bevor es mit einer Zusammensetzung von 71% CH<sub>4</sub>, 23% CO<sub>2</sub>, 3% H<sub>2</sub>S, 1% N<sub>2</sub> und 2% C<sub>2</sub>+ (wie Ethan, Propan, Butan und höher) [4] zur Gasaufbereitungsanlage Aderklaa I gelangt. Der Inhibitor sollte zu diesem Zeitpunkt durch die Trocknung und Abscheidung vom Gas getrennt worden sein.

Abbildung 3 zeigt den wesentlichen Ablauf der Gasaufbereitung. Das eingeleitete Gas wird zu Beginn in die Separatoren (bestehend aus zwei Filterseparatoren und einem Dreiphasenabscheider) geleitet um vorhandenes Gaskondensat und Sauerwasser abzuscheiden. Die beiden Gemische werden später wieder dem Prozess zugeführt. Nach den Separatoren wird das Rohgas von den Verunreinigungen wie CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S getrennt – dabei ist primär das Entfernen von H<sub>2</sub>S relevant, da es als Gas hochgiftig ist und nur in kleinsten Mengen ( $\leq 5 \text{ mg/m}^3$  [5]) im Verkaufsgas vorkommen darf. Dafür wird das Gas zur Gasaufbereitung weitergeleitet, um in zwei aufeinander folgenden Stufen das CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S mittels Methyl-diethanolamin (MDEA) heraus zu lösen. In der ersten Stufe der Aminwäsche wird ein mit Sauer gas halb beladenes MDEA verwendet. Dabei bindet sich ein Teil des H<sub>2</sub>S und des CO<sub>2</sub> an das Amin und kann abgetrennt werden. In der zweiten Stufe der Wäsche wird reines MDEA verwendet um die restlichen Bestandteile an H<sub>2</sub>S und CO<sub>2</sub> abzutrennen. Dieses nun

halb beladene MDEA kann wieder abgetrennt werden und wird in die erste Stufe der Wäsche rückgeführt. Das von  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$  befreite Gas wird dann an die Glykoltrocknung weitergeleitet, wo es vom restlichen Wasser befreit wird. Mittels Kältefälle werden Verunreinigungen durch Wasser verhindert. In einem letzten Schritt wird noch der Kohlenwasserstofftaupunkt des Gases eingestellt. Danach ist das Gas verkaufsfertig und hat eine Zusammensetzung von: 90%  $\text{CH}_4$ , 5%  $\text{CO}_2$ , 1,5%  $\text{N}_2$ , 1,5%  $\text{C}_2\text{H}_6$ , 2%  $\text{C}_3+$  (wie Propan, Butan und höher) [4]. Wie bereits oben erwähnt wurde diese Zusammensetzung mittels Software errechnet. Der tatsächliche  $\text{CO}_2$ -Gehalt liegt nach der Gasaufbereitung bereits bei 0,00%. Allerdings wird am Ende zum Verkaufsgas aus ökonomischen Gesichtspunkten wieder etwa 1,5%  $\text{CO}_2$  hinzu dosiert.

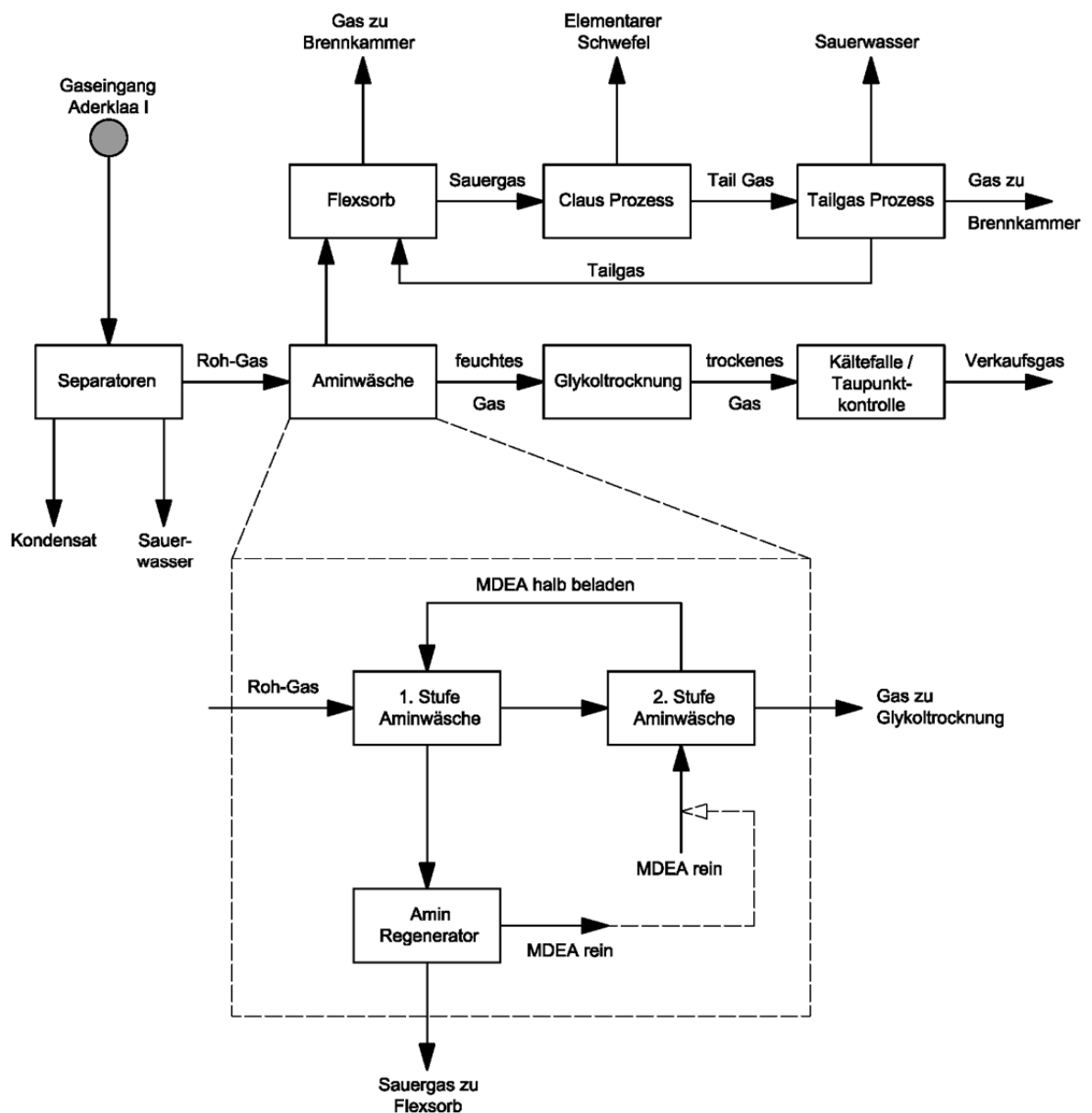


Abbildung 3: Schematischer Prozess der Gasaufbereitung



Das zuvor abgetrennte und hochbeladene MDEA der ersten Aminwäsche wird zur Regeneration weitergeleitet, wo es durch hohe thermische Energie wieder von den Sauer gasen getrennt wird. Das reine MDEA kann so wieder in den Prozess der Gas aufbereitung (2. Stufe) rückgeführt werden. Die von dem Amin getrennten Gase (vorwiegend  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{S}$ ) werden dann zum sogenannten Flexsorb-Prozess weitergeleitet. Dabei wird durch eine selektive Gas aufbereitung die  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration im Sauer gas auf einen bestimmten Wert gehoben und alle nicht erwünschten Begleitgase werden vom Sauer gas abgetrennt, da für den nachfolgenden Claus-Prozess eine genau definierte  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration notwendig ist. Die hierbei abgetrennten Bestandteile ( $\text{N}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , Methan und Spuren anderer Gase) werden zu einer Brennkammer weitergeführt und verbrannt.

Das Sauer gas mit hoher  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration wird nun im Claus-Prozess unter erneutem Einsatz von thermischer Energie in elementaren Schwefel umgewandelt [6]:



Als Nebenprodukt bleibt erneut ein Gasgemisch (primär  $\text{N}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) mit minimaler  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration übrig und wird in einem letzten Prozess – dem Tailgas Prozess – weiter verarbeitet. Das einerseits dabei entstehende Sauerwasser wird an den Sauerwasserstripper weitergeleitet und das andererseits entstehende Gas mit leichter  $\text{H}_2\text{S}$ -Konzentration wird erneut in den Flexsorb-Prozess rückgeführt. Das restliche Gas wird ebenfalls an die Brennkammer weitergeleitet und verbrannt. Die nach der Brennkammer austretenden Abgase sind:  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$  (sehr geringer Anteil – ca. 100 ppm) und  $\text{H}_2\text{O}$ .

### 3.2 Einteilung in Loops

Aufgrund der unterschiedlichen Umgebungseinflüsse hinsichtlich Zusammensetzung des Mediums, Druck, Temperatur und diverser anderer Zustandsgrößen, werden zur Vereinfachung der RBI-Analyse Bereiche der Anlage in sogenannte Loops zusammengefasst. Dabei wird immer darauf geachtet, dass innerhalb eines Loops die Medien ein ähnlich korrosives Verhalten aufweisen. Zudem wird in Bezug auf die Korrosivität immer der schlimmste Fall angenommen.

## 4 Schädigungsmechanismen

Schädigungsmechanismen können anhand verschiedener Normen bzw. Richtlinien identifiziert werden. Die am häufigsten verwendeten Richtlinien sind:

DIN EN ISO 8044 [7] & API 571 [8]

Ganz allgemein wird nach DIN EN ISO 8044 Korrosion als eine Reaktion eines metallischen Werkstoffes mit seiner Umgebung definiert, die eine messbare Veränderung des Werkstoffes bewirkt und zu einer Beeinträchtigung der Funktion eines metallischen Bauteils oder eines ganzen Systems führen kann. Dabei wird weiters unterschieden zwischen Korrosion mit und ohne zusätzliche mechanische Beanspruchung. Für drucktragende Bauteile von besonderer Bedeutung ist Spannungsrisskorrosion (SpRK), also Korrosion mit zusätzlicher mechanischer Belastung. Voraussetzung für das Auftreten von SpRK, ist das kritische Zusammenwirken von drei Parametern – Werkstoff, Medium und mechanische Belastung – wobei dem Werkstoff sowohl im Hinblick auf seine Zusammensetzung als auch auf seinen Materialzustand Bedeutung zukommt. [9] In Abbildung 4 sind diese Zusammenhänge grafisch veranschaulicht.

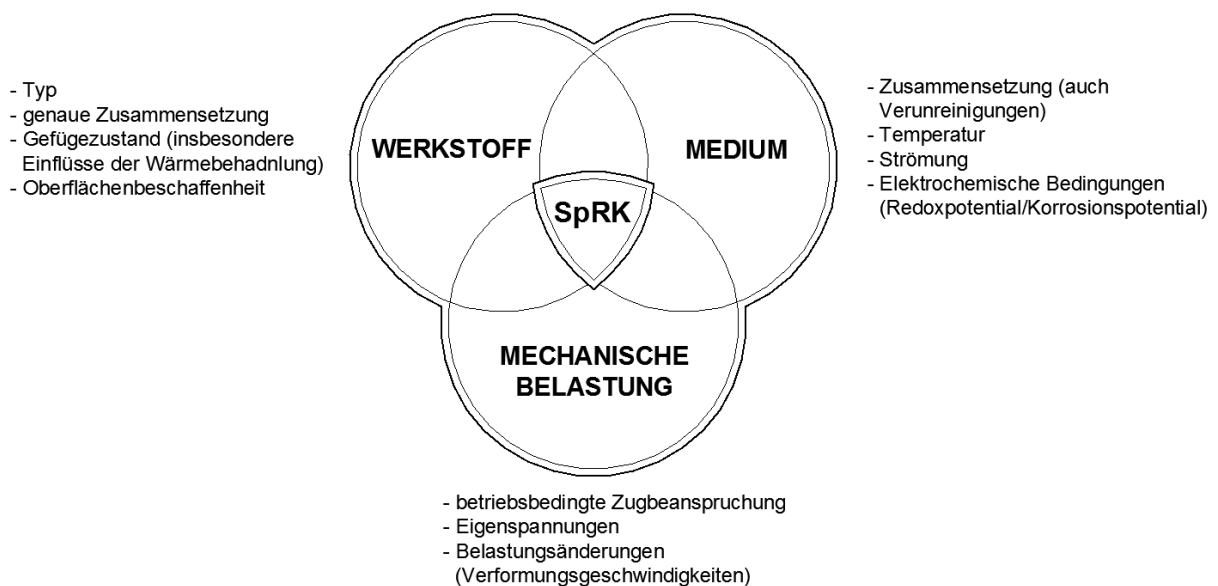


Abbildung 4: Voraussetzungen für Spannungsrisskorrosion

Die Kritizität bezüglich des Materialversagens ist bei Korrosion mit zusätzlich auftretender mechanischer Belastung immer höher als ohne auftretende Spannungen, da diese Versagensart meist mit einem sehr geringen Stoffumsatz verbunden ist und somit in relativ kurzer Zeit und eventuell ohne jegliche Vorzeichen auftreten kann.

Die API 571 (Recommended Practice 571 des American Petroleum Institutes) beschränkt sich hingegen auf mögliche Schadensmechanismen, die speziell in Raffinerien der Öl- und Gasindustrie auftreten können, auf. Dabei werden unter anderem, neben einer kurzen Beschreibung des Schadens, auch die von den Korrosionsmechanismen betroffenen Materialien

und kritischen Faktoren zur Entstehung – also Voraussetzungen zum Einsetzen von Korrosion – beschrieben. Außerdem werden auch Empfehlungen zur Inhibierung sowie Inspektion und Überwachung der Druckbehälter gegeben.

Diese Arbeit wurde in Anlehnung an die derzeit gültige API 571 geschrieben, da sich die weiterführende „Risk Based Inspection“ für die Gasaufbereitungsanlage ebenfalls an den Richtlinien des API orientiert.

So konnten den in dieser Arbeit genauer betrachteten Teilbereichen der Anlage laut API 571 folgende Mechanismen zugeordnet werden:

- |   |  |
|---|--|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>• Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S (4.2)</li> <li>• Aminkorrosion (4.4)</li> <li>• Spannungsrisskorrosion durch Laugen (4.6)</li> <li>• Glykolkorrosion<sup>1</sup> (4.8)</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• CO<sub>2</sub>-Korrosion (4.3)</li> <li>• Spannungsrisskorrosion durch Chlorid (4.5)</li> <li>• Korrosion unter Isolierung (4.7)</li> </ul> |
|---|--|

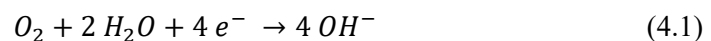
In den folgenden Unterkapiteln (4.1 bis 4.8) werden, neben einer allgemeinen Beschreibung von Korrosionsmechanismen, die oben angeführten Schädigungsmechanismen genauer beschrieben. Zusätzlich wurden noch nachstehende Schädigungsmechanismen in der Gasaufbereitungsanlage identifiziert, welche jedoch außerhalb der hier analysierten Bereiche liegen und somit in dieser Arbeit keiner detaillierten Beschreibung unterliegen:

- |   |  |
|---|--|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>• Sulfidierung</li> <li>• Korrosion durch Sauerwasser</li> <li>• Spannungsrisskorrosion durch Methanol</li> <li>• Taupunktkorrosion in Rauchgasströmen</li> <li>• Schädigung von Auskleidung</li> <li>• Taupunktkorrosion</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Korrosion im Erdboden</li> <li>• Korrosion durch feuchten Schwefel</li> <li>• Sprödbruch</li> <li>• Schwefelsäurekorrosion</li> <li>• Zeitstandsschädigungen</li> </ul> |
|---|--|

## 4.1 Allgemeines

Der elektrochemische Korrosionsmechanismus besteht grundsätzlich aus zwei miteinander gekoppelten Teilprozessen an der Grenzfläche zwischen Werkstoff und Medium [10]:

- Zum einen aus der **kathodischen Reaktion**, bei der ein Oxidationsmittel durch Aufnahme von Elektronen in eine reduzierte Form übergeht. Wie bei der Reduktion von Sauerstoff (wird auch als Sauerstoffkorrosion bezeichnet):



<sup>1</sup> Wird in der API 571 als solches nicht behandelt

Oder die Aufnahme von Elektronen durch Protonen um Wasserstoff zu bilden (auch als Säurekorrosion bekannt):



- Zum anderen aus der **anodischen Reaktion**, bei der ein Metallatom unter Abgabe von Elektronen in ein Metallion übergeht:



Dieses Metallatom wurde dem Werkstoff entzogen und liegt somit zunächst in Lösung vor.

Die für die kathodische Reaktion benötigten Elektronen werden von der anodischen Reaktion bereitgestellt, wodurch einerseits ein Fluss an Elektronen im Werkstoff sowie ein Ionenstrom im Elektrolyt möglich sein muss (siehe Abbildung 5).

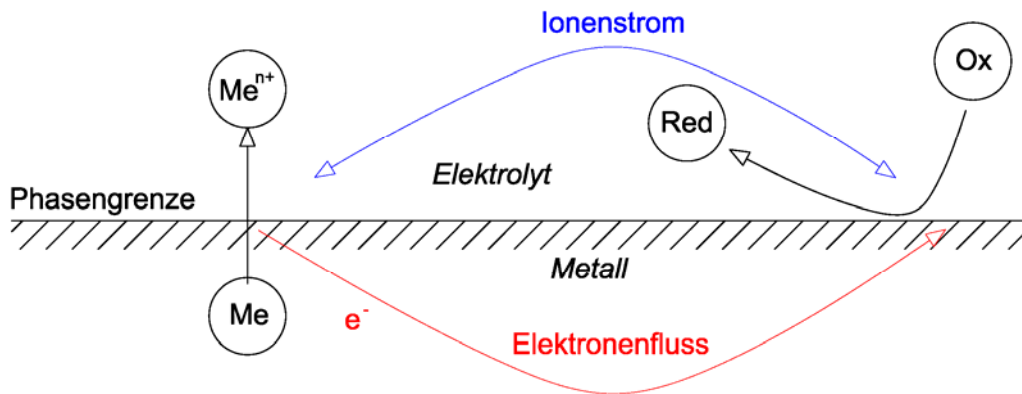


Abbildung 5: Der elektrochemische Korrosionsmechanismus

Die Bereiche der Metalloberfläche, an denen Elektronen in das Metall abgegeben werden, werden als Anode bezeichnet. Jene Stellen, an denen Elektronen in den Elektrolyten abgegeben werden, als Kathode.

Bei der Verbindung von dem aus (4.1) gebildetem Hydroxidion mit einem gelösten Eisenion aus (4.3) entsteht Eisen(II)-hydroxid:



In weiterer Folge wird  $Fe(OH)_2$  mit Sauerstoff in  $FeO(OH)$  und anschließend in  $Fe_2O_3$  bzw.  $Fe_3O_4$  – also Rost – umgewandelt.

Praktisch alle technisch eingesetzte metallische Werkstoffe korrodieren im wässrigen Medium, allerdings entstehen im Normalfall aus den Korrosionsprodukten Deckschichten, die auch eine passivierende Wirkung haben können (Passivschicht). Je nach Beschaffenheit dieser Schicht, wird ein weiterer Korrosionsfortschritt unterbunden oder nicht.

Zu den wesentlichen Eigenschaften einer Passivschicht/Deckschicht zählen [10]:

- Löslichkeit
- Dichtheit
- Haftfestigkeit
- Mechanische Stabilität
- Leitfähigkeit (elektronisch/ionisch/isolierend)
- Chemische Stabilität

Obwohl der Passivzustand eine hervorragende Rolle für den Werkstoffeinsatz in der Praxis spielt, ist bei lokaler Zerstörung der Schutzschicht mit örtlicher Korrosion zu rechnen, die bei Elektronenleitfähigkeit der Passivschicht eine hohe Geschwindigkeit erreichen kann. Durch Heterogenität des Werkstoffgefüges (Ausscheidungen, Einschlüsse) kann die Deckschichtbildung an bestimmten Oberflächenbezirken ausbleiben. Des Weiteren sind bestimmte Anionen, insbesondere das Chlorid, in der Lage, eine örtliche Zerstörung von Passivschichten zu bewirken. [10]

Die eingesetzten Materialien der in dieser Arbeit beschriebenen Bereiche der Anlage sind zum einen Kohlenstoffstähle und zum anderen austenitische rostfreie Stähle. Dementsprechend unterschiedlich ist auch ihr Verhalten gegenüber dem angreifenden Medium, wodurch eine Differenzierung der eingesetzten Stähle als notwendig erscheint.

#### 4.1.1 Korrosion ohne zusätzlich auftretender Spannung

Bei der Korrosion ohne zusätzlich auftretender Spannung wird zwischen einer Vielzahl an Korrosionsarten unterschieden, so wie beispielsweise:

- Gleichmäßige Flächenkorrosion
- Muldenkorrosion
- Lochkorrosion
- Spaltkorrosion
- Kontaktkorrosion

um nur einige zu nennen.

Gleichmäßige Flächenkorrosion stellt Metallauflösung mit praktisch gleicher flächenbezogener Massenverlustrate auf der gesamten Oberfläche des Werkstoffs dar. Sie tritt vorzugsweise bei Angriff starker Säuren auf, wenn sich keine unlöslichen Reaktionsprodukte auf der Oberfläche ablagern können. In den meisten Fällen ist diese Form der Korrosion technisch beherrschbar, da sie mit zerstörungsfreien Prüfverfahren überwacht und durch Wanddickenzuschläge berücksichtigt werden kann. Ungleichmäßige Korrosion (wie zum Beispiel Muldenkorrosion, Lochkorrosion, ...) ist dagegen durch örtlich unterschiedliche flächenbezogene Massenverlustraten gekennzeichnet, die durch Ausbildung von Korrosionselementen verursacht wird. Sie ist im Falle praktischer Korrosionsbeanspruchung die übliche Ausbildungsform bei aktiv korrodierenden Metallen. [11]

Un- und niedriglegierte Stähle:

In Wasser und wässrigen Lösungen verhalten sich Eisen, unlegierter und niedriglegierter Stahl, weitgehend ähnlich. Der Korrosionsangriff wird im Wesentlichen durch den pH-Wert, den Sauerstoffgehalt und die gelösten Salze bestimmt. Weitere wichtige Einflussgrößen sind Temperatur, Bewegung und Feststoffanteile. Eine ausreichende Korrosionsbeständigkeit ist nur gegeben, wenn in dem betreffenden Medium eine Passivierung oder Deckschichtbildung erfolgt. Sind die Bedingungen für eine solche Selbsthemmung der Korrosion nicht gegeben, erfolgt meist ein mehr oder weniger gleichmäßiger Oberflächenangriff, dem durch geeignete Schutzmaßnahmen begegnet werden kann. [12]

Liegen anodische und kathodische Bereiche der Korrosionselemente sehr nahe beieinander, können Deckschichten entstehen, die die Intensität des örtlichen Korrosionsangriffs begrenzen. Die zu erwartenden Angriffstiefen liegen auch nach langer Zeit bei wenigen Zehntel Millimetern und es kommt zu weitgehend gleichmäßigem Flächenabtrag. [12]

Ungleichmäßiger Flächenabtrag ist die häufigste Korrosionserscheinung von unlegierten und niedriglegierten Eisenwerkstoffen in Wässern. Entscheidend für diese Korrosionsform ist die Stabilisierung von anodischen und kathodischen Bereichen durch chemische Folgereaktionen der Teilreaktionen der Korrosion. Anodische Bereiche liegen dann unter Rostpusteln. Die kathodischen Bereiche sind durch verhältnismäßig dünne Deckschichten gekennzeichnet. [12]

Austenitische rostfreie Stähle:

Legiert man dem Eisen Chrom in steigenden Gehalten zu, so wird oberhalb etwa zehn Massen-Prozent Chrom der Passivbereich von Eisen stark zu negativeren Potentialen hin erweitert und die passive Auflösungsstromdichte reduziert. Bei höheren Chromgehalten reichen deshalb schwächere Oxidationsmittel in geringeren Mengen zum Überführen von Stahl in den passiven Zustand aus. Eisen-Chrom-Legierungen mit mehr als 13 Massen-Prozent Chrom sind stabil-passiv. Ebenso wie gegenüber Chrom wirkt bereits Wasser auch gegenüber den passivierbaren Stählen mit mehr als 13 Massen-Prozent Chrom bereits als ein Passivierung-erzeugendes Oxidationsmittel. Die Gegenwart von Sauerstoff im Wasser ist also zum Passivieren dieser Werkstoffe nicht notwendig. Weiterhin wird die Passivität nach Verletzungen (Kratzen, Schleifen, Schaben) der Passivschicht schnell wieder hergestellt (Repassivierung). [12]

Korrosion mit gleichmäßigem Flächenabtrag, d. h. mit nahezu gleicher Abtragsrate auf der gesamten Oberfläche, ist bei rostfreien Stählen technisch weniger bedeutsam. Örtliche Korrosionen können dagegen bei geringem Massenverlust zu einem raschen und unkontrollierbaren Bauteilversagen führen und müssen deshalb grundsätzlich vermieden werden. Da bei nichtrostenden Stählen im Fall örtlicher Korrosionen die verhältnismäßig kleinen, örtlich aktiven Bereiche in einem sehr ungünstigen Flächenverhältnis zur passiven, als

Kathode wirkenden Oberfläche stehen, ist bei nicht zu geringer Leitfähigkeit der als korrosives Medium vorliegenden Elektrolytlösung nach der Flächenregel die örtliche anodische Auflösungsstromdichte sehr hoch. [12]

#### 4.1.2 Korrosion mit zusätzlich auftretender Spannung

Wie bereits oben beschrieben, kann es bei einem kritischen Zusammenwirken von Werkstoff, Medium und mechanischer Belastung zu SpRK kommen (siehe Abbildung 4). Zur Auslösung von SpRK an technisch glatten Werkstoffoberflächen ist die Entstehung eines wachstumsfähigen Risskeimes eine notwendige Voraussetzung. Das bedeutet wiederum, dass als Vorstufe zunächst eine Lokalanode an der Oberfläche entstehen muss, die durch örtliche Verletzung oder lokalen Abbau von Passiv-, Deck- oder Adsorptionsschichten durch mechanische oder auch chemische Einwirkung zustande kommt. Die dort unter Mitwirkung des Angriffsmittels entstehende Lokalanode kann, wenn die Verletzung nicht mehr ausheilt, zu einem wachstumsfähigen Risskeim werden und damit zum Ausgangspunkt der SpRK (siehe Abbildung 6). [11]

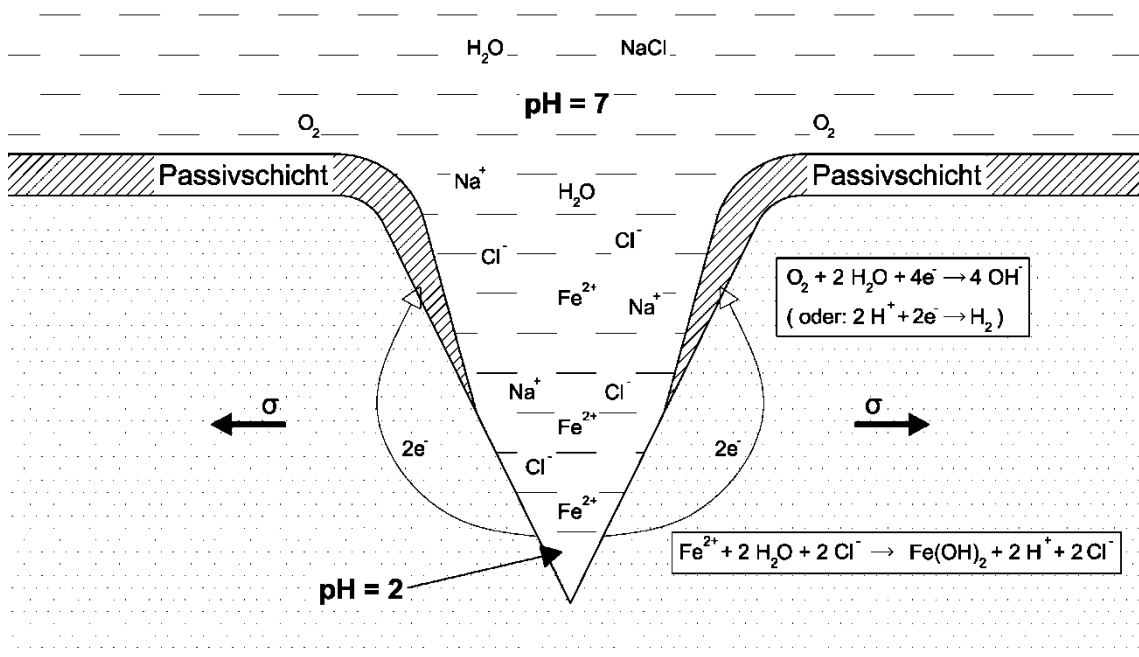


Abbildung 6: Säurekorrosion an der Rissspitze durch Hydrolyse der Salze

#### Un- und niedriglegierte Stähle:

Üblicherweise wird Spannungsrisskorrosion an niedrig legierten Stählen durch Nitrat-, Carbonat-, oder durch alkalische Lösungen verursacht. Da die Risskeimbildung als Vorstufe der SpRK eine örtliche Korrosion in einer deckschichtgeschützte Oberfläche voraussetzt, müssen die bei Stählen risserzeugenden Angriffsmittel deckschichtbildend sein, da sich diese Werkstoffe normalerweise aktiv verhalten. Daher bestehen für Korrosionssysteme

Grenzbedingungen hinsichtlich Konzentration, Temperatur, mechanischer Beanspruchung und Potentialbereich. [11]

#### Austenitische rostfreie Stähle:

Vor allem die austenitischen rostfreien Stähle sind empfindlich für Spannungsrisskorrosion. Die zur Auslösung der Rissbildung erforderlichen Spannungen sind oft durch die Kaltverformung der Werkstoffe beim Fertigungsprozess gegeben. Die wesentlichste Einflussgröße für das Auftreten von SpRK scheint jedoch der pH-Wert der Lösung zu sein. So wird SpRK in neutralen NaCl-Lösungen vorzugsweise in Verbindung mit Loch- oder Spaltkorrosion beobachtet, während in sauren Lösungen Risse direkt entstehen können. Offensichtlich fördern hohe Chloridgehalte und saure pH-Werte die Rissbildung, Bedingungen, die in neutralen Lösungen nur am Grund von Löchern oder Spalten vorliegen. Das gemeinsame Auftreten von Rissbildung durch SpRK und kleiner lochfraßartiger Korrosionsstellen ist bei austenitischen rostfreien Stählen typisch und gilt als sicherer Nachweis. [12]

Das wichtigste, in der Praxis für die meisten Schadensfälle verantwortliche Angriffsmittel ist das Chlorid-Ion.

#### 4.1.3 Der Einfluss von Chlorid

Gerade bei austenitischen rostfreien Stählen ist der Einfluss von Chlorid maßgebend. Lochkorrosion wird bei rostfreien Stählen nur im passiven Zustand durch Chlorid-Ionen in wässriger Lösung erzeugt. Beim Primärschritt der Lochkorrosion werden Chlorid-Ionen an der Passivschicht örtlich verstärkt an Fehlstellen adsorbiert, worauf der Durchbruch durch die Passivschicht erfolgt. Wesentlich ist die Potentialabhängigkeit der Lochkorrosion nichtrostender Stähle. Der Durchbruch tritt nämlich erst dann auf, wenn das Potential einen kritischen Wert übersteigt: das sogenannte Lochfraßpotential. Die wesentliche mediumseitige Einflussgröße für das Lochfraßpotential ist die Chlorid-Ionenkonzentration, mit deren Anstieg das Lochfraßpotential zunehmend negativer wird. [12]

Durch zusätzlich vorhandene Spannungen im Material können schlagartig Risse entstehen, die sich bis über den gesamten Werkstoffquerschnitt ziehen. So kann durch eine entsprechende Werkstoffauswahl im Hinblick auf die gewählten Legierungselemente dem Einfluss durch Chlorid entgegengewirkt werden. Das Korrosionsverhalten von Chlorid wird dabei zusätzlich noch von zwei wesentlichen Faktoren beeinflusst: einer erheblichen Wirkungssteigerung mit erhöhter Temperatur und der Neigung zur Aufkonzentration nach bestimmten Mechanismen. [12]



#### 4.1.4 Der Einfluss von Wasserstoff

Wasserstoff kann, vorwiegend bei ferritischen bzw. martensitischen Stählen, unter folgenden Umständen in den Stahl gelangen [12]:

1. Verschiedene Fertigungsverfahren (wie beim Erschmelzen, Schweißen, Galvanisieren, Beizen, ...)
2. Bei Kontakt mit wasserstoffhaltigen Gasen oder Flüssigkeiten
3. Oder durch die kathodische Teilreaktion von Korrosionsprozessen, wenn der dort erzeugte atomare Wasserstoff durch Rekombinationsgifte am Übergang in den molekularen Zustand gehindert wird (dazu zählen unter anderem Schwefelwasserstoff und Kohlenmonoxid).

Die hohe Diffusionsgeschwindigkeit im Eisengitter, sowie seine Fähigkeit sich molekular auszuscheiden oder atomar im Metallgitter einzulagern, sind in diesem Zusammenhang die beiden wesentlichsten Eigenschaften des Wasserstoffs.

Somit kann ein metallischer Werkstoff atomaren Wasserstoff aus der Gasphase durch thermische oder physikalische Dissoziation oder aus wässrigen Elektrolyten als Folge einer kathodischen Wasserstoffabscheidung aufnehmen. Der bei Temperaturerhöhung durch Dissoziation nach  $H_2 \rightarrow H + H$  gebildete atomare Wasserstoff wird über Oberflächenadsorption und Wechselwirkung mit den Elektronen des Metallgitters absorbiert. Beim physikalischen Beladungsprozess wird bei Raumtemperatur molekularer Wasserstoff durch Wechselwirkung mit energiereichen, durch plastische Verformung entstehenden, aktiven Bereichen der Stahloberfläche dissoziiert und kann dann in atomarer Form ins Gitter eintreten. [11]

Der Vorgang der Wasserstoffaufnahme aus wässrigen Elektrolyten erfolgt über eine Reihe von Teilschritten, die zunächst dem Säureangriff folgen. In sauren Lösungen ist der erste Schritt der Transport von Hydronium-Ionen an die Phasengrenze Metall/Lösung. Dort findet die Reduktion zum atomaren Wasserstoff nach der Volmer-Reaktion statt [11]:

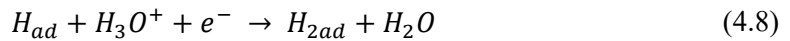


In alkalischen Lösungen kann Wasserstoff nach:



gebildet werden. Beide Reaktionen entsprechen den kathodischen Teilprozessen bei der Korrosion von Eisen in sauren bzw. in stark alkalischen Lösungen.

Die entstehenden Wasserstoffatome werden an der Metalloberfläche adsorbiert und, wenn keine Störungen eintreten, dort zu Molekülen rekombiniert und dann desorbiert. Dies geschieht nach folgenden Reaktionen:



Nach der Desorption entweichen die Wasserstoffmoleküle als Gas. Die Wasserstoffaktivität ist während einer elektrochemischen Reaktion in der Regel geringer, da die ungestörte Rekombination zu molekularem Wasserstoff schneller verläuft als die Produktion von atomarem Wasserstoff. Bei geringer Wasserstoffaktivität ist eine kritische Wasserstoffkonzentration im Metall nicht zu erwarten, die Wasserstoffabsorption bleibt gering. Es besteht ein Gleichgewicht zwischen der Konzentration der an der Oberfläche adsorbierten H-Atome und der im Metall gelösten. Jede Erhöhung der Menge adsorbierter Wasserstoffatome führt zu einer Erhöhung der vom Metall aufgenommenen Wasserstoffmenge, wodurch die Gefahr der Bauteilschädigung zunimmt. Somit kann der Schluss gezogen werden, dass eine Gefahr der Wasserstoffschädigung erst dann eintreten wird, wenn eine Steigerung der Konzentration adsorbierter H-Atome durch Verhinderung der schnellen Rekombination eintritt. [11]

Durch Promotoren wird die Wasserstoffaufnahme infolge Hemmung der Rekombination gefördert. Der in der Praxis häufig als Verunreinigung auftretende Schwefelwasserstoff ist ein besonders wirksamer Promotor und für viele Schadensfälle an Stählen verantwortlich, die sich in der Chemietechnik, Mineralölindustrie und Energieversorgung ereignen.

Der so vom Werkstoff aufgenommene Wasserstoff diffundiert entlang der Korngrenzen oder durch das Metallgitter ins Innere. Wie bereits erwähnt, ist bei ferritischen und martensitischen Stählen gegenüber den austenitischen Stählen die Wasserstoffschädigung erheblich höher, da die Diffusionsgeschwindigkeit im krz-Gitter (Ferrite und Martensite) um etwa vier Potenzen höher ist, als im kfz-Gitter der austenitischen Werkstoffe. Zudem besteht in den austenitischen Werkstoffen eine höhere Löslichkeit von Wasserstoff. [11]

Wasserstoff belegt auf Grund seines geringen Durchmessers vorzugsweise Zwischengitterplätze des Metallgitters. Diese Einlagerung führt zu einer Dehnung des Wirtgitters, bedingt durch abstoßende Kräfte zwischen eingelagerten Protonen und den ebenfalls positiv geladenen Atomrümpfen des Metalls (Es wird davon ausgegangen, dass der Wasserstoff sein Elektron an das Elektronengas des Metallgitters abgibt). Durch die Wechselwirkung mit den Spannungsfeldern im Werkstoff diffundieren die Wasserstoffatome bevorzugt in Gitterbereiche mit Zugspannung und lagern sich dort aus energetischen Gründen an. [11]

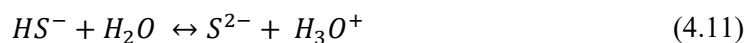
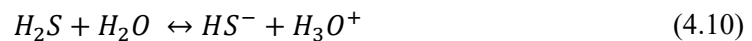
Es gibt mehrere Wechselwirkungsarten des Wasserstoffs, welche sich auf die folgenden vier Vorgänge zurückführen lassen [11]:

- Drucktheorie (Druckaufbau durch Rekombinationswasserstoff führt zu örtlicher Blasen- und Rissbildung – Drücke mit mehr als  $10^4$  bar möglich)
- Versetzungstheorie (Anlagerung von Wasserstoffatomen an Versetzungen führt zur Hemmung der Versetzungsbeweglichkeit mit der Folge einer Verfestigung und verminderter Duktilität)
- Adsorptionstheorie (Herabsetzen der Oberflächenenergie durch Adsorption von atomarem Wasserstoff an Risspitzen und Erleichterung des Rissfortschritts)
- Dekohäsionstheorie (Herabsetzung der Bindungsenergie der Metallatome im Metallgitter durch Wechselwirkung mit Protonen, was wiederum die Bildung von Spaltbruchkeimen und sprödem Rissfortschritt begünstigt)

## 4.2 Schädigung durch feuchtes $H_2S$

Die Schädigung durch feuchtes  $H_2S$  kann prinzipiell auf zwei verschiedene Mechanismen zurückgeführt werden. Zum einen besteht die Möglichkeit einer flächenabtragenden Korrosion, und zum anderen kann es zu einer Wasserstoffinduzierten Rissbildung führen. Diese Rissbildung ist laut API aufgrund des plötzlichen verformungsarmen Werkstoffversagens der wesentliche Mechanismus. Der Einfluss von Sulfiden spielt dabei eine wichtige Rolle.

$H_2S$  bildet mit Wasser Säure:



und weist somit einen sinkendem pH-Wert aufweist. An der Grenze zwischen dem Metall und der sauren Lösung erfolgt die Reduktion von  $H^+$  zu atomarem Wasserstoff H, welcher an der Materialoberfläche adsorbiert (siehe Reaktion (4.5) in 4.1.4). Die Anwesenheit von Sulfide (in diesem Fall  $H_2S$ ), behindert die Rekombination zu molekularem Wasserstoff und ermöglicht so das Eindringen des atomaren Wasserstoffs in das Kristallgitter. [13]

Bei der Schädigung durch feuchtes  $H_2S$  muss laut API zwischen vier Mechanismen unterschieden werden:

### 4.2.1 Blasenbildung

Blasenbildung entsteht durch atomaren Wasserstoff, welcher absorbiert wird und an einer Fehlstelle im Metallgitter zu molekularem Wasserstoff rekombiniert. Die Positionierung an den Fehlstellen kann anhand der energetisch günstigen Lage durch elastisch aufgeweitete Gitterbezirke begründet werden. Dieser molekulare Wasserstoff ist zu groß um wieder aus dem Material diffundieren zu können. Auf Grund der lokalen Spannungen im Metallgitter sammelt sich an dieser Stelle immer mehr atomarer Wasserstoff, welcher wiederum zu molekularem

Wasserstoff rekombiniert bis eine lokale Deformation des Gefüges auftritt und eine Blase gebildet wird. Hierbei ist jedoch zu beachten, dass die Blasenbildung durch atomaren Wasserstoff, gebildet durch den Korrosionsprozess, entsteht und nicht durch etwaigen Wasserstoff des Prozessgases. [8]

Blasenbildung wird primär bei duktilen Werkstoffen beobachtet, da sprödere Materialien eher zur Rissbildung neigen.

#### 4.2.2 Wasserstoffinduzierte Rissbildung (HIC)

Diese Schädigung entsteht durch Rekombination des atomaren Wasserstoffs zu  $H_2$  an nichtmetallischen Einschlüssen wie Sulfiden und führt zur Werkstofftrennung (häufig treppenförmige Risse) durch Bildung von Mikrorissen oder Wasserstoffblasen und anschließendem Reißen zwischen diesen Bereichen. Deshalb werden in der Regel tiefentschwefelte Stähle für Sauer gasanwendungen eingesetzt. Ein weiterer wichtiger Faktor ist die Form und Verteilung der Einschlüsse und Ausscheidungen. So begünstigen zeitliche Einschlüsse aufgrund ihrer großen Grenzfläche zur Matrix das Auftreten von HICs. Aus diesem Grund sind gewalzte Bleche anfälliger für wasserstoffinduzierte Rissbildung als geschmiedetes Material. Stähle mit geringer Festigkeit weisen ebenfalls eine höhere Anfälligkeit auf. Für wasserstoffinduzierte Rissbildung sind keine mechanischen Spannungen (äußere oder Eigenspannungen) notwendig. [13]

#### 4.2.3 Spannungsbedingte wasserstoffinduzierte Rissbildung (SOHIC)

Diese Werkstoffschädigungen basieren auf einem zweistufigen Versagensprozess unter mechanischer Beanspruchung: im ersten Schritt bilden sich wie oben beschrieben mehrere parallel verlaufende HICs um Einschlüsse oder Ausscheidungen. Das eigentliche Werkstoffversagen erfolgt durch das Reißen des Materials zwischen den HICs, hervorgerufen durch hohe Spannungen im Material, und ist durch einen Rissfortschritt senkrecht zur aufgetragenen Zugspannung oder zu Eigenspannungen gekennzeichnet. Aufgrund des stufenartigen Aussehens der Bruchfläche bezeichnet man diesen Bruch auch als Terrassenbruch. [13]

#### 4.2.4 Sulfidinduzierte Spannungsrisskorrosion (SSC)

Äußere Spannungen oder Eigenspannungen bewirken eine elastische Aufweitung des Gitters insbesondere vor Spannungskonzentrationen, wie z.B. unmittelbar vor einem Kerb, einer Mulde oder einem Anriss. In feuchter  $H_2S$ -Umgebung kann der atomare Wasserstoff in diesen elastisch aufgeweiteten Bereich eindringen und den Werkstoff verspröden. Unterschreitet die Bruchzähigkeit vor der Rissspitze einen kritischen Wert, kommt es im versprödeten Bereich zu Risswachstum. Diese beiden sich abwechselnden Vorgänge – Versprödung vor der Rissspitze

und Rissfortschritt im versprödeten Bereich – führen zu einer Verringerung des tragenden Querschnitts und schließlich zum Restbruch. Primär betroffen sind Bereiche mit hoher Härte wie z.B. Schweißnähte, die nachträglich nicht einer Wärmebehandlung unterzogen wurden. [13]

#### 4.2.5 Voraussetzungen für die Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S

Die Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S tritt bei Kohlenstoffstählen und niedriglegierten Stählen auf. Eine wichtige Voraussetzung für das Auftreten von H<sub>2</sub>S induzierter Schädigung ist dabei das Vorhandensein von freiem Wasser in flüssiger Phase. Ein pH-Wert von sieben weist die minimalste Korrosion auf – bei höheren oder niedrigeren pH-Werten steigt die Wahrscheinlichkeit für das Auftreten von H<sub>2</sub>S Schädigung schnell an. Cyanide verstärken außerdem die Korrosion in basischem Sauerwasser.

Der H<sub>2</sub>S Partialdruck ist ausschlaggebend für das Auftreten von H<sub>2</sub>S induzierter Spannungsrissskorrosion. Ab 50 ppmw in der Wasserphase wird H<sub>2</sub>S-Schädigung problematisch und ab 3mbar in der Gasphase kann H<sub>2</sub>S-Schädigung bereits beobachtet werden. Mit steigendem Partialdruck steigt somit auch die Korrosionsrate. [8]

SSC wird nur bei Temperaturen unterhalb von etwa 80°C beobachtet. Alle anderen Schädigungsmechanismen können bei Temperaturen bis 150°C und höher auftreten.

Auch der Zustand des verwendeten Materials ist maßgebend. So tritt SSC normalerweise ab einer Härte von 237HB (249HV) auf. Die Härte von Schweißnähten sollte kleiner als 200HB (211HV) betragen. Eine nachträgliche Wärmebehandlung der Schweißnähte oder des gesamten Behälters kann die Anfälligkeit von Spannungsrissskorrosion somit stark senken. [8]

### 4.3 CO<sub>2</sub>-Korrosion

Trockenes CO<sub>2</sub> hat keine korrosive Wirkung auf Metalle, die Korrosion wird durch in Wasser gelöstes CO<sub>2</sub> verursacht. CO<sub>2</sub> besitzt eine ausgezeichnete Löslichkeit in Wasser und Kohlenwasserstoffen. Wird nun neben Wasser auch CO<sub>2</sub> als Begleitgas gefördert, so löst sich dieses im Wasser und verursacht dadurch Korrosion am Kohlenstoffstahl. [14]

CO<sub>2</sub> bildet gemeinsam mit Wasser Kohlensäure, welche in zwei Schritten dissoziiert. Dadurch werden negativ geladene Karbonat- (CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>) und Bikarbonationen (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) sowie positiv geladene Protonen gebildet:



Diese Dissoziation der Kohlensäure löst den elektrochemischen Korrosionsangriff aus. [15]

### 4.3.1 Voraussetzungen für CO<sub>2</sub>-Korrosion

Die CO<sub>2</sub>-Aufnahme von Wasser ist direkt mit dem CO<sub>2</sub>-Partialdruck verbunden. Mit steigendem Druck erhöht sich der CO<sub>2</sub>-Anteil im Wasser und somit die Konzentration der Kohlensäure. Diese Ansäuerung führt zu einer Absenkung des pH-Werts, und somit zu einer höheren Korrosionsrate. Steigende Temperatur erhöht die Korrosionsrate bis zu dem Punkt, an dem CO<sub>2</sub> gasförmig wird [8, 16], anschließend fällt sie wieder (siehe Abbildung 7). Der Chloridgehalt spielt auch eine wesentliche Rolle. Untersuchungen ergaben, dass die Korrosionsrate bei Kohlenstoffstählen bis zu einer NaCl-Konzentration von etwa drei Prozent ansteigt und anschließend wieder absinkt. [17-21]

Abbildung 7 veranschaulicht die Abhängigkeit der Korrosionsrate – bei unterschiedlichen CO<sub>2</sub>-Partialdrücken – von den Temperaturen.

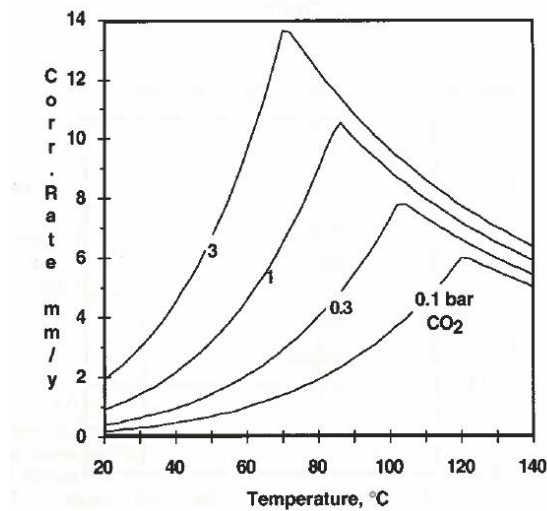


Abbildung 7: Abhängigkeit der Korrosionsrate von Partialdruck und Temperatur [20]

## 4.4 Aminkorrosion

Aminkorrosion bezieht sich auf die flächige und lokale Korrosion, die prinzipiell bei Kohlenstoffstählen in der Aminwäsche auftritt. Die Korrosion entsteht nicht direkt über das Amin, sondern über die gelösten Sauerstoffe (CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S), Zersetzungsprodukte der Aminwäsche, hitzeresistente Aminsalze und andere Verunreinigungen. [8] Siehe 5.2.

## 4.5 Spannungsrissskorrosion durch Chlorid (Cl-SCC)

Die chloridinduzierte Spannungsrissskorrosion ist eine anodische Korrosion von austenitischen nichtrostenden Stählen. Dabei kommt es durch die Reaktion mit Chlorid zu einer lokalen Zerstörung der Passivschicht sowie zur Auslösung von Spannungsrissskorrosion, die an den Rissspitzen zur aktiven Metallauflösung führt.

Mechanistisch ist Cl-SCC im Passivzustand durch die Ausbildung eines Korrosionselements geprägt, bei dem die freie, passive Metalloberfläche als Kathode fungiert und die Risspitze einen anodischen Bereich bildet. In den Rissbereichen wird durch Migration von Chlorid-Ionen und Hydrolyse von Metallionen ein saurer und hoch Chlorid-Ionenhaltiger Lokalelektrolyt gebildet. Als Ursache für die Rissbildung wird sowohl die anodische Metallauflösung im Bereich der Risspitze als auch die Wirkung von Wasserstoff diskutiert, der sich im Rissbereich bildet und in das Metall übertreten kann. [22] Die Chlorid-Ionen können aus den haarfeinen Rissen nicht mehr entfernt werden, bleiben weiterhin wirksam und fördern somit den Korrosionsprozess.

#### 4.5.1 Voraussetzungen für die chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion

Mit steigender Temperatur sowie steigendem Chloridgehalt erhöht sich auch die Wahrscheinlichkeit für eine Cl-SCC. Wärmeübergänge verstärken die Spannungsrisskorrosion auf der Seite der höheren Temperatur, da sich Chlorid vermehrt an diesen Stellen konzentriert. Normalerweise setzt die Cl-SCC erst bei Temperaturen von 60°C und einer Konzentration von 50 ppm ein. Kohlenstoffstähle, niedriglegierte Stähle und ferritische rostfreie Stähle sind nicht anfällig für chlorinduzierte Spannungsrisskorrosion. [8]

### 4.6 Spannungsrisskorrosion durch Laugen (CSCC)

Spannungsrisskorrosion durch Laugen ist das Reißen von Stählen unter dem kombinierten Einfluss von Zugspannungen und Korrosion in basischen Systemen. Der Mechanismus beruht auf der erschwerten Passivierung von Korngrenzen unter dem Einfluss eines alkalischen Environments. Bei Vorliegen einer ausreichend hohen Zugspannung unterbleibt die Passivierung an kritischen Korngrenzen ganz und schafft damit eine Voraussetzung für interkristalline SpRK. [11] Die laugeninduzierte Spannungsrisskorrosion wird meist direkt bei nicht wärmebehandelten Schweißnähten von Kohlenstoffstählen oder bei stark kalt umgeformten Werkstoffen gefunden. [8]

#### 4.6.1 Voraussetzungen für Spannungsrisskorrosion durch Laugen

Betroffen sind in erster Linie Kohlenstoffstähle als auch niedrig legierte Stähle. Rissbildung entsteht meist auf Grund von Eigenspannungen im Gefüge, hervorgerufen durch Schweißen, Kaltumformung oder andere Herstellungsverfahren, die nicht mittels Wärmebehandlung entfernt wurden. Spannungsrisskorrosion durch Laugen tritt in den hier besprochenen Bereichen nur in Strömen mit magerem Amin auf (also nicht beladen mit Sauergas), da bei Anwesenheit von Schwefelwasserstoff die Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S bestimmend wäre. Bei steigender Temperatur erhöht sich auch die Wahrscheinlichkeit von Rissen, unterhalb von 20°C ist Spannungsrisskorrosion durch Amine jedoch auszuschließen. [8]

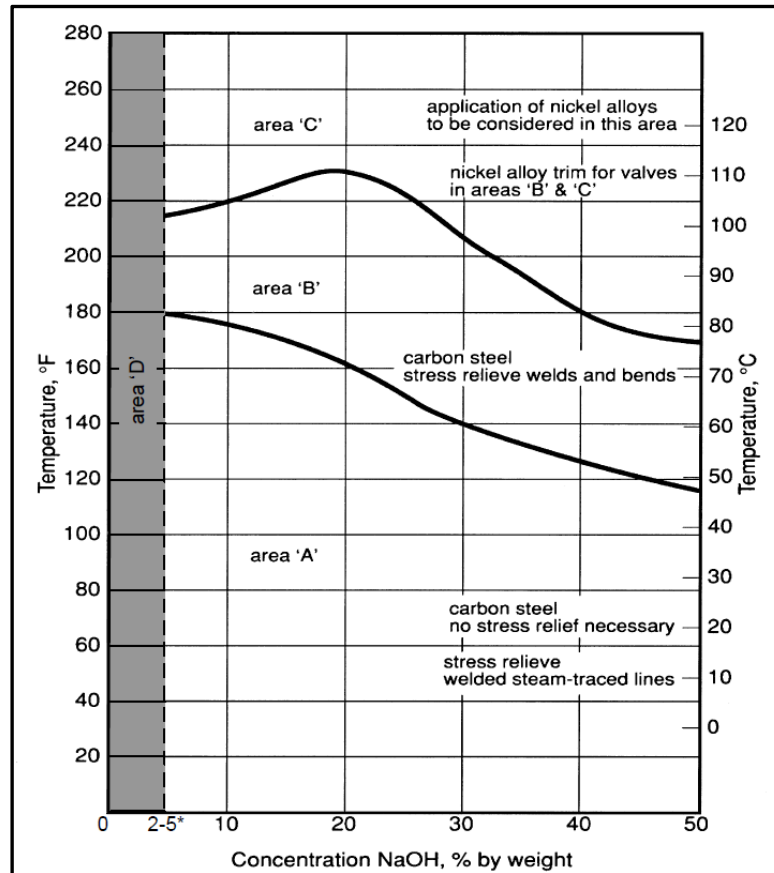


Abbildung 8: Materialien für den Einsatz bei CSCC - abhängig von Temperatur und Konzentration NaOH [23]

## 4.7 Korrosion unter Isolierung (CUI)

Korrosion unter Isolierung beschreibt jene Korrosion von Metallen, die durch gefangenes Wasser zwischen Isolierung und Werkstoff entsteht. Als Isolierung kann einerseits eine thermische Isolierung nach außen hin, und andererseits eine feuerfeste Verkleidung im Inneren eines Behälters (zum Schutz vor zu hoher thermischer Belastung des Behälterwerkstoffs) angesehen werden. [8]

Zusätzliche Auswirkungen können auch die Zersetzungsprodukte des Dämmmaterials auf Korrosion unter Isolierung haben. Bei der Verwendung von Glaswolle (bestehend aus Natriumsilikat) als Dämmwerkstoff kann sich, unter den richtigen Temperaturverhältnissen und dem Einwirken stauender Nässe, durch Hydrolyse der Glaswolle NaOH bzw.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  bilden. Unter diesen Bedingungen kann wiederum eine laugeninduzierte Spannungsrissskorrosion ausgelöst werden. [24]

Des Weiteren können bei einer polymerbasierten thermischen Isolierung unter längerfristiger Einwirkung von höheren Temperaturen ebenfalls aggressive Zersetzungsprodukte freigesetzt werden. Beispielsweise zersetzt sich bei Polyurethanschaum das darin befindliche halogenhaltige Brandschutzmittel und kann in weiterer Folge zu Spannungsrissskorrosion an austenitischen rostfreien Stählen führen. [24]



Aufgrund falsch konstruierter Ummantelungen der Dämmung wird oft Wasser (z.B. durch Niederschlag) innerhalb der Abdichtung gefangen und kann nicht mehr austreten. Bei einer dementsprechenden Drainage der Leitung können solche Phänomene unterbunden werden.

#### 4.7.1 Voraussetzungen für Korrosion unter Isolierung

Bei Temperaturen von etwa 100°C bis 120°C ist die Korrosion kritischer, da in diesem Temperaturbereich die Isolation unter Rückfluss gekocht wird. Isolierungen, die Feuchtigkeit schnell aufnehmen, können außerdem größere Probleme hinsichtlich der Korrosion verursachen. Chlorid- oder SO<sub>2</sub>-belastete Umgebungsluft kann Korrosion zusätzlich erheblich beschleunigen.

[8]

### 4.8 Glykolkorrosion

Die Glykolkorrosion ist in der aktuellen API 571 nicht beschrieben. Auf Vorgänge bei der Glykolkorrosion wird im Kapitel 6.2 genauer eingegangen.

## 5 Die Gasaufbereitung

Erdgas kommt meist gemeinsam mit Sauer gasen wie z.B. Kohlendioxid ( $\text{CO}_2$ ) und Schwefelwasserstoff ( $\text{H}_2\text{S}$ ) vor, welche vom Methan wegen folgender Punkte getrennt werden müssen [25]:

- Sicherheitstechnische und ökologische Aspekte ( $\text{H}_2\text{S}$  ist ein sehr toxisches Gas – selbst kleinste Mengen können zu schweren gesundheitlichen Schäden führen)
- Verkaufsgasspezifikationen (fremde Bestandteile reduzieren den Heizwert)
- Korrosionsratenreduktion (Sauer gasen reagieren mit Wasser und können zu Korrosion an Prozessequipment führen)

Der chemische Lösungsprozess, bei dem verschiedene Arten von Alkanolamine Verwendung finden, ist in der Gasaufbereitung am weitesten verbreitet. Dieser Prozess verwendet ein Lösungsmittel, das die Sauer gasbestandteile (wie  $\text{H}_2\text{S}$  und  $\text{CO}_2$ ) absorbiert. Dabei wird entweder ein einzelnes Alkanolamin oder ein Mix aus mehreren verschiedenen Aminen in einer wässrigen Lösung eingesetzt. Diese Sauer gasen werden anschließend thermisch vom Lösungsmittel getrennt, wodurch das zuvor verwendete Amin wiederverwertet werden kann. [26]

### 5.1 Prozessbeschreibung

Die am weitesten verbreitete Methode ist das im Englischen unter „Sourgas sweetening“ bekannte Verfahren, bei dem ein oder mehrere unterschiedliche Alkanolamin-Lösungsmittel Verwendung finden. In einer einfachen Gasaufbereitung (der sogenannten Aminwäsche) wird das Sauer gas, bevor es an den Absorber weitergeleitet wird, durch einen Separator und/oder Filter geleitet. So werden Tröpfchen von Kohlenwasserstoffen und andere Ausscheidungsprodukte abgetrennt, da diese in der weiteren Verarbeitung Schaumbildung in der Kolonne unterstützen würden. Anschließend wird das Sauer gas im Unterteil des Absorbers eingespeist und gegenläufig mit einer von oben herabfließenden wässrigen Aminlösung kontaktiert, um die Sauer gasen zu absorbieren. [26] Dieser Vorgang wird in zwei separaten Stufen wiederholt, um eine bessere Auszehrung des Prozessgases zu erzielen (siehe Abbildung 3). In der ersten Stufe wird ein bereits halb beladenes Amin verwendet, wohin dagegen in der zweiten Stufe ein frisches ungebrauchtes (wenn bereits aufbereitet, dann minimal beladenes) Amin eingesetzt wird. Das Prozessgas wird dann an die Glykoltrocknung weitergeleitet um dem Gas das noch enthaltene Wasser zu entziehen.

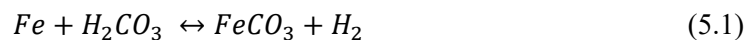
Das stark mit Sauer gasen angereicherte Amin wird anschließend über eine Druckstufe (Stromerzeugung durch Francis-Turbine) geleitet, wo durch eine starke Druckminderung das Lösungsvermögen der Amine drastisch sinkt und sich bereits ein Teil des gebundenen Sauer gases sowie gelöste Kohlenwasserstoffe vom Amin trennen. In einem anschließenden

Separator können diese nun gasförmigen Bestandteile abdampfen. Der stark beladene Aminstrom wird im Anschluss in einen ersten Aminregenerator geleitet, wo sich durch Zuführung von thermischer Energie ein Teil des Sauerstoffes von der Aminlösung trennen kann. Das Amin wird anschließend über Wärmetauscher noch stärker erwärmt und in den zweiten Aminregenerator eingeleitet. Die an das Amin gebundenen Sauerstoffe werden von der flüssigen Phase durch eine gegenstromlaufende Kontaktierung mit Dampf abgetrennt. Dieser Dampf wird durch die Regeneratorerhitzer erzeugt, welche wiederum Wasserdampf als Heizmittel verwenden. Das nun unbeladene und stark erwärmte Amin wird in einem letzten Schritt wieder über die Wärmetauscher (wie oben erwähnt) und eine darauf folgende Kühleinheit gekühlt. Dieses Amin („mageres Amin“) kann nun wieder in den Aminwäsche-Prozess rückgeführt werden.

Das vom Amin abgetrennte Gas wird in den ersten Regenerator zurückgeleitet, erwärmt so das hochbeladene Amin aus der Aminwäsche und kann abgetrennt werden. Es wird schließlich abgekühlt, um das enthaltene Wasser zu kondensieren und in einem letzten Schritt an die Schwefelgewinnungsanlage weitergeleitet.

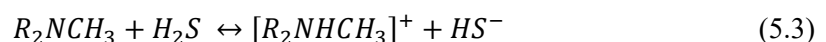
## 5.2 Korrosionsvorgänge in der Aminwäsche

Prinzipiell ist in allen Bereichen der Aminwäsche Korrosion möglich. Reine Amine und in Wasser gelöste Amine sind nicht korrosiv, da sie eine geringe Leitfähigkeit und/oder einen hohen pH-Wert aufweisen. Vermengt mit natürlichem Gas und in Kombination mit CO<sub>2</sub> und/oder H<sub>2</sub>S (beladene Amine) erhalten sie jedoch einen korrosiven Charakter, da der pH-Wert stark absinkt und die Leitfähigkeit steigt. [26] Somit ruft die Kombination von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S mit in Wasser gelöstem Amin Korrosion innerhalb der Anlage hervor. [27-33] Die Korrosion in der Aminwäsche ist direkt auf die Sauerstoffe (H<sub>2</sub>S und CO<sub>2</sub>) in der Aminlösung zurückzuführen. Die Korrosion von Kohlenstoffstählen ist die direkte Reaktion von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S mit Eisen. Im Fall von feuchter CO<sub>2</sub>-Korrosion ist die Kohlensäure (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) das Angriffsmittel.



Das Korrosionsprodukt aus (5.2) (Eisensulfid - FeS) kann, abhängig von den Prozessbedingungen, einen Schutz gegen weitere Korrosion bieten. Hingegen ist das Eisenkarbonat (FeCO<sub>3</sub>) aus (5.1) weniger stabil und wird deshalb als nicht schützend erachtet. [26]

Schwefelwasserstoffe reagieren mit tertiären Aminen entsprechend der folgenden chemischen Gleichung:



Die Reaktion der tertiären Amine mit  $\text{CO}_2$  veranschaulicht die nachstehende chemische Gleichung:



Besonders gefährlich bei unlegierten Stählen sind die wasserstoffinduzierten Korrosionsarten wie Blasenbildung, wasserstoffinduzierte Rissbildung und Spannungsrisskorrosion, die hauptsächlich in Bereichen mit beladenem Amin vorkommen. In den Bereichen mit heißem ungeladenem Amin tritt häufiger eine sogenannte Amin-Spannungsrisskorrosion auf. Dabei handelt es sich nach neuesten Forschungsergebnissen grundsätzlich um eine Art carbonatinduzierte SpRK, wobei weitere in der Aminlösung enthaltene Substanzen eine wesentliche Rolle spielen (siehe Kapitel 5.2.5 Einfluss von Verunreinigungen). [22]

Die wichtigsten Faktoren, die bei der Korrosion in Aminsyste men zusammenspielen, können wie folgt beschrieben werden [26]:

- Konzentration der Aminlösung
- Beladung durch Sauer gas
- Betriebstemperaturen
- Strömungsgeschwindigkeit
- Einfluss von Verunreinigungen

Auf diese Punkte wird im Folgenden genauer eingegangen, da es wesentliche Faktoren sind, die den Korrosionsprozess in großem Ausmaß beeinflussen können.

### 5.2.1 Konzentration der Aminlösung

Generell gilt, je höher die Aminkonzentration, desto korrosiver das Medium. DuPart et al. [34] und Titz et al. [35] haben Kohlenstoffstähle in verschiedenen  $\text{CO}_2$ -beaufschlagten Aminlösungen untersucht. Die höhere Korrosivität der Medien mit ansteigender Aminkonzentration liegt demnach wahrscheinlich an der erhöhten Sauer gaskonzentration. Bei MDEA-Lösungen ist die Konzentration des Amins im Wasser aufgrund prozesstechnischer Gesichtspunkte üblicherweise mit 50 Gew% beschränkt. [26]

### 5.2.2 Beladung durch Sauer gas

Die Sauer gasbeladung von Aminen wird üblicherweise mit Mol Sauer gas pro Mol Amin beschrieben. Ein beladenes MDEA sollte den Grenzwert der Beladung von 0,45 bis 0,50  $\text{Mol}_{\text{Sauer gas}}/\text{Mol}_{\text{Amin}}$  nicht überschreiten. Bei Beladung von Aminen über diesen empfohlenem Grenzwert wird entweder der Einsatz von Inhibitoren oder der Wechsel von Kohlenstoffstahl zu anderen Konstruktionsmaterialien wie Rostfreie Stähle notwendig. Ein sehr wichtiger Punkt bei der Festlegung der maximalen Beladung ist das Verhältnis von  $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$  in der Gaszufuhr. [36]

T. Murata et al. [37] haben den Effekt von  $H_2S$  in dem Modell von  $CO_2$  dominierenden Systemen dargestellt. Die Prognose von flächiger und lokaler Korrosion in Systemen mit  $H_2S$  in Verbindung mit  $CO_2$  ist kaum erforscht und nicht zuverlässig. Einige der entwickelten Modelle der Öl- und Gasindustrie verwenden den  $H_2S$  Gehalt in der pH-Wert Kalkulation ohne Sulfid-dominierte Korrosion vorauszusagen. [26] C. de Waard veranschaulicht die Beziehung zwischen Temperatur und verschiedenen  $CO_2$ -Partialdrücken mit der Korrosionsrate. [38] Einige veröffentlichte Arbeiten stellen den Effekt des Verhältnisses von  $CO_2/H_2S$  dar. [39-45] Um die Korrosion von Kohlenstoffstählen zu minimieren, wird von der API-945 ein  $CO_2/H_2S$  Verhältnis von 19:1 oder kleiner empfohlen.

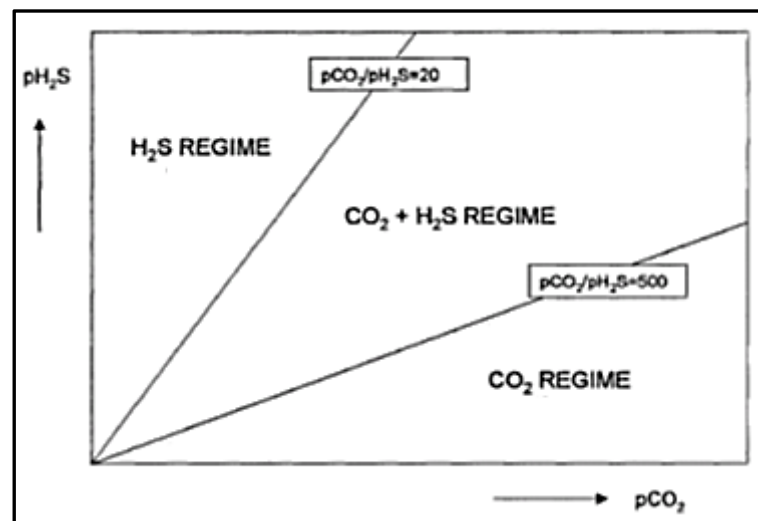


Abbildung 9: Korrosionssysteme in  $CO_2/H_2S$  Korrosion [26]

### 5.2.3 Betriebstemperatur

Das magere Amin sollte um 6 bis 8 °C wärmer sein als das zugeführte Gas, um Kondensation von flüssigen Kohlenwasserstoffen im Aminsistem zu verhindern. [25, 46-49]

Die Zonen mit hoher Temperatur (im Speziellen die Wärmetauscher mager Amin/beladenes Amin) beschleunigen die Korrosionsrate im Aminsistem sehr stark. Hohe Prozesstemperaturen begünstigen die Abtrennung von Sauer gas und beeinflussen den pH-Wert der Aminlösung, da der pH-Wert von Lösungen mit steigender Temperatur absinkt. Die Temperatur des beladenen Amins ist bis zu den Separatoren typischerweise mit 90 – 105 °C begrenzt, um ein Abtrennen des Sauer gases zu verhindern. Außerdem kann die Aminverbindung durch zu hohe Temperaturen zersetzt werden. Sowohl die maximale Temperatur des Amins ( $T_{A,max}=127$  °C) als auch die maximale Erhitzer temperatur ( $T_{R,max}=149$  °C) sollten nicht überschritten werden. Laut DuPart et al. [34] ist die maximale Temperatur im unteren Bereich der Absorber mit 82 °C, und die maximale Temperatur der Regeneratoren mit 124 °C festzulegen.

V.V. Lagad et al. [50] haben unter anderem die Auswirkungen der Betriebstemperatur auf die Korrosionsrate von Kohlenstoffstählen untersucht. Für den ersten Testlauf wurde eine

0,2 Mol<sub>Sauergas</sub>/Mol<sub>Amin</sub> verwendet, und im zweiten Testlauf wurde die Konzentration auf 0,8 Mol<sub>Sauergas</sub>/Mol<sub>Amin</sub> erhöht. Für beide Testläufe wurde zwischen den Temperaturen von 54 bis 93 °C nur ein leichter Anstieg der Korrosionsrate beobachtet. Von 93 auf 121 °C konnte jedoch ein starker Anstieg verzeichnet werden.

Bei Betriebstemperaturen über etwa 70 °C wird die CO<sub>2</sub>-Korrosionsrate sehr stark verringert, da die Bildung von Korrosionsprodukten auf der Oberfläche des Werkstoffs weitere Korrosion verhindert. Die Widerstandsfähigkeit der Passivschicht ist abhängig vom CO<sub>2</sub> Partialdruck, dem CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>S Verhältnis, der Betriebstemperatur und der Strömungsgeschwindigkeit. [26]

#### 5.2.4 Strömungsgeschwindigkeit

Die Strömungsgeschwindigkeit der Aminlösung muss limitiert werden, um Korrosion und Erosion hervorgerufen durch feine Partikel oder Ausfällung von Sauergas durch zu starke Druckminderung zu verhindern. Von DuPart et al. [34] wird eine maximale Strömungsgeschwindigkeit der Aminlösung von 0,9 m/sec empfohlen. Die Strömungsgeschwindigkeit in den Wärmetauschern sollte mit 0,9 m/sec [25, 48, 49, 51-54] und die in den Rohrleitungen mit maximal 2,1 m/sec limitiert sein.

Erhöhte Strömungsgeschwindigkeit im Aminsistem (höher als die maximal zulässige Strömungsgeschwindigkeit im jeweiligen Anlagenteil) steigert die Korrosion direkt durch Beschädigung der schützenden Eisensulfidschicht. [55] Durch die entstehende Erosionskorrosion werden Teilbereiche der Oberfläche vom Eisensulfid freigelegt, was zu einer starken Lokalkorrosion in diesem Bereich führt. Da die Eisensulfidschicht gut Elektronen leitet, steht einer kleinen Anode (der freigelegte Bereich) ein großer kathodischer Bereich gegenüber, was zu einem raschen Materialabtrag in diesem Bereich führen kann.

#### 5.2.5 Einfluss von Verunreinigungen

Verunreinigungen spielen eine sehr wichtige Rolle bei der Korrosion von Aminsystemen. Im folgenden Abschnitt soll ein Einblick in die verschiedenen Gruppen von Verunreinigungen gegeben werden.

##### Kohlenwasserstoffe:

Das Beisein von Kohlenwasserstoffen im Sauergas kann zu Problemen an anderer Stelle im Prozess führen, so wie zum Beispiel zu Verunreinigungen beim Claus-Prozess – der Schwefelaufbereitung. Durch Aktivkohlefilter können Kohlenwasserstoffe gefiltert werden. Allerdings ist diese Methode häufig unzureichend, da es keine guten Quantifizierungs- und Kontrollmöglichkeiten gibt. Critchfield et al. [56] spezifizierten in ihrer Literaturobwertung die Löslichkeit von Kohlenwasserstoffen in wässrigen Aminlösungen. Dabei wurde MDEA als ein

Amin mit guten Lösungseigenschaften eingestuft, was die Aufnahme von Kohlenwasserstoff erleichtert.

Hitzeresistente Salze (HRS):

Hitzeresistente Salze entstehen durch die Reaktion von Amin und Säure (stärker als jene von H<sub>2</sub>S oder CO<sub>2</sub>). Sie dissoziieren nicht in den Regeneratoren und erhöhen die Korrosivität der Lösung. Die Salze entstehen durch Reaktion mit Sauerstoff oder mit organischen Säuren, die im eingespeisten Medium enthalten sind. Sauerstoff kann außerdem durch undichte Stellen an den Pumpen oder durch einen unzureichend hohen Überdruck der inerten Gasphase in dem Aminlagerbehälter in das System eindringen. Das Amin reagiert mit Sauerstoff und bildet organische Säuren, die wiederum hitzebeständige Salze oder Abbauprodukte bilden. Die Erzeugung dieser HRS vermindert die freie Aminkonzentration und erhöht die elektrische Leitfähigkeit sowie die Dichte der Lösung. [57] Durch eine höhere elektrische Leitfähigkeit werden alle elektrochemischen Korrosionsprozesse beschleunigt. Der Level an HRS sollte somit mit 1-2 Gew% limitiert werden. [26]

A.L. Curmings et al. [57] haben die Korrosionsrate in Aminsyste men bezogen auf Temperatur und Gehalt an hitzeresistenten Salzen untersucht. Dabei konnte ein eindeutiger Korrosionsratenanstieg bei höheren Konzentrationen an HRS beobachtet werden. Außerdem konnte festgestellt werden, dass der Unterschied der Korrosionsraten bei verschiedenen hohen Temperaturen stark von der Konzentration an HRS abhängt:

Tabelle 1: Korrosionsrate abhängig von HS-Konzentration und Temperatur [57]

	HRS-Konzentration [Gew%]	Korrosionsrate bei T=65,6°C [mpy]	Korrosionsrate bei T=93,3°C [mpy]	Korrosionsrate bei T=121,1°C [mpy]
MDEA Sys 3	4,0	18	50	115
MDEA Sys 3	1,5	5	15	35
MDEA Sys 3	0,7	5	10	18
MDEA Sys 4	3,6	20	65	190
MDEA Sys 4	2,6	18	30	65
MDEA Sys 4	0,9	10	12	15

In Tabelle 1 ist klar zu erkennen, dass der Unterschied der Korrosionsraten von 93,3 auf 121,1 °C stark ansteigt und mit sinkender HRS-Konzentration um ein Vielfaches geringer wird.

Die Konzentrationen der verschiedenen HRS, im speziellen jene der organischen Säuren, sollten routinemäßig durch eine HRS-Messung überprüft werden. [46, 48, 49] Laut Bacon [58] sollte die HRS-Konzentration unterhalb von 2,5 Gew% gehalten werden. Etwaige Schaumbildung, verringerte Filterlaufzeiten, Farbwechsel des Lösungsmittels und Eisensulfide (oder andere

Feststoffe) in der Lösung sind typische Warnsignale für Korrosionsprobleme, hervorgerufen durch hitzeresistente Salze. [59, 60]

#### Eisensulfid (FeS):

Eisensulfid entsteht als Korrosionsprodukt von Eisen und Schwefelwasserstoff (siehe (5.2)). Wie bereits erwähnt sind die meisten Aminlösungen laut API-945 nicht korrosiv [45], wenn das Verhältnis von  $H_2S/CO_2$  über 1/19 liegt, da sich bei ausreichender  $H_2S$ -Konzentration eine passivierende Eisensulfid-Schicht auf der Oberfläche des Metalls bildet.

Unter anderem kommen folgende Formen von Eisensulfid in Aminsyste­men vor [61]:

- Mackinawit –  $FeS_{1-x}$  oder  $Fe_{1-x}S$  – ist sowohl die löslichste Form von Eisensulfid, als auch die reaktivste in Verbindung mit Sauerstoff
- Pyrrhotin –  $Fe_{1-x}S$  – stabiler als Mackinawite
- Pyrit –  $FeS_2$  – stabilste Form von Eisensulfiden

Mackinawit wird zu Beginn bei der Reaktion zwischen Schwefel und Eisen gebildet. Da es keine gute Haftung zum Untergrund besitzt wird es relativ schnell von der Aminlösung abgetragen. Da jedoch die Reaktion zu Mackinawit schneller vor sich geht als die Lösung in das Amin, wird immer etwas Mackinawit an der Oberfläche anhaften. Je mehr  $H_2S$  mit dem Mackinawit reagiert, desto höher steigt das Schwefel/Eisen-Verhältnis und kann zu einem Wechsel im molekularem Aufbau führen. Mit ausreichend hohem  $H_2S$ -Partialdruck und einer Temperatur über 43 °C wird Mackinawit zu Pyrrhotin konvertieren. Pyrrhotin ist weniger löslich und bildet eine sehr gute Passivschicht (zwischen Temperaturen von 43 – 150 °C). Pyrit entsteht letztendlich, wenn das Verhältnis von Schwefel zu Eisen einen Wert von 2:1 erreicht. Es hat eine sehr geringe Löslichkeit, ist das Härteste der Eisensulfide [61] und bildet somit eine sehr robuste Passivschicht.

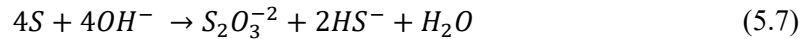
#### Sauerstoff:

Erfahrungen in Aminanlagen haben gezeigt, dass Sauerstoff mit vorhandenem Schwefelwasserstoff im Speisegas sowie auch mit der Aminlösung reagiert und die Bildung von sauren Komponenten beschleunigt, welche wiederum zu hitzeresistenten Salzen führen (wie bereits weiter oben ausführlich beschrieben). [26] Der Sauerstoffanteil im Speisegas sollte genau kontrolliert werden. Geringe Mengen von Sauerstoff kommen oft über Dichtungen bei Pumpen oder Kompressoren in das System. Sauerstoff oxidiert  $H_2S$  zu elementarem Schwefel, welcher bei weiterer Reaktion mit  $H_2S$  ein gelöstes Polysulfid bildet [62]:





Elementarer Schwefel kann zwar die Korrosion in natürlichem Gas bremsen, ist allerdings nicht stabil. Er könnte in alkalischen Lösungen in Schwefelwasserstoff und Thiosulfat zerfallen:



Thiosulfat ist das Anion einer starken Säure und ist selbst bei hohen Temperaturen sehr stabil, wodurch es einen entsprechenden Teil des Amins bindet. [62] Somit könnte elementarer Schwefel ein korrosives Medium bilden, das Rohrleitungen und Behälter beschädigen kann.

#### Chlorid:

Durch Chlorid wird vor allem bei austenitischen rostfreien Stählen Spannungsrisskorrosion stark provoziert. Dabei sind, wie bereits beschrieben, die Anwesenheit von Chlorid in Verbindung mit aufgebrachter Spannung die wesentlichsten Faktoren. Die Temperatur und die Konzentration des Angriffsmittels sind ebenfalls wichtig bei der Entstehung von chloridinduzierter Spannungsrisskorrosion. Ab einer Chloridkonzentration von 50 ppm und ab einer Temperatur von 60°C ist mit Spannungsrisskorrosion in neutralen Lösungen zu rechnen. Rooney et al. [63] haben die Auswirkung vom Chloridgehalt auf das korrosive Verhalten einer wässrigen MDEA Lösung untersucht. Dabei wurde die Korrosion der Lösungen (HCl oder NaCl belastet) über Gewichtsreduktion von Kupons bei 121 °C sowie bei 98 °C inklusive linearem Polarisationswiderstand für Kohlenstoffstahl, 304SS, 316SS und 410SS gemessen. Für die Stähle 316SS, 304SS und 410SS erkannte man, dass kein Lochfraß/Spaltkorrosion oder andere Aktivitäten unterhalb eines Chloridgehalts von 10.000 ppm auftreten. Generell wird jedoch von der Industrie ein maximaler Chloridgehalt in Alkanolaminen zwischen 500 und 1000 ppm empfohlen. [64]

#### Zugesetztes Wasser:

Das Amin wird, verdünnt mit Wasser, in den Kreislauf eingeführt. Das Wasser dient somit als Trägermedium für das Amin. Die Qualität des zugesetzten Wassers ist wichtig um die Zahl der Verunreinigungen im Aminsistem zu verringern. Es ist eine potentielle Quelle von Chlorid, Salze, gelöstem Eisen und Sauerstoff. Folgende Richtlinien für die Qualität des Prozesswassers sollten eingehalten werden [26]:

- Gelöste Feststoffe: < 100 ppm
- Härte in Calciumionen: < 25 ppm
- Chlorid-Ionen: < 2 ppm
- Natriumionen: < 3 ppm
- Kaliumionen: < 3 ppm
- Gelöstes Eisen: < 10 ppm

## 6 Die Gastrocknungsanlage

Für die Trocknung von Gas stehen verschiedene Methoden zur Verfügung [65]:

- Adsorption
- Kondensation
- Trennung durch Überschallgeschwindigkeit
- Absorption

Bei der **Adsorption** von Wasser durch ein festes Trocknungsmittel wird das Wasser normalerweise an einem Molekularsieb, Kieselgel oder Aluminiumoxid adsorbiert. Die Menge des adsorbierten Wassers steigt mit dem Druck des Gases und sinkt mit dessen Temperatur. [65] Für eine solche Trocknungsanlage werden mindestens zwei parallel geschaltene Trocknungseinheiten benötigt, wobei eine der beiden Trocknungseinheiten immer regeneriert wird, während sich die andere in Betrieb befindet. Die Regeneration erfolgt mit erhitztem Gas. Das Adsorptionsverfahren wird nur dann verwendet, wenn sehr niedrige Wassertaupunkte erreicht werden müssen (Wasserkonzentration  $< 1$  ppm können erreicht werden). Erfahrungswerte aus der Industrie zeigen, dass die Investitionskosten für eine Adsorptionsanlage zwei- bis dreimal so hoch sind wie für eine Absorptionsanlage, [66] und sich somit für die meisten Anwendungen als nicht rentabel erweisen.

Das Abkühlen von Erdgas um darin enthaltene Wassermoleküle in ihre flüssige Phase zu überführen, wird als **Kondensation** bezeichnet. Die Methode der Kondensation benötigt einen relativ hohen Wasseranteil im Erdgas und der damit erzielte Wassertaupunkt ist ebenfalls relativ hoch, wodurch diese Methode meist nicht die gewünschten Ergebnisse liefert.

Das Prinzip der **Trennung durch Überschallgeschwindigkeit** liegt in der Verwendung einer Lavaldüse, in der die potentielle Energie (in Form von Druck und Temperatur) in kinetische Energie des Gases transformiert wird. Dabei erreicht das Gas Überschallgeschwindigkeit. Aufgrund der Expansion des Gases wird ein ausreichend hoher Temperaturabfall verzeichnet, wodurch der Taupunkt des Wassers erreicht wird und es sich in flüssiger Form an der Wand abscheidet und abgetrennt werden kann. [65] Bei dieser Methode wird ein sehr großer Druckunterschied für die Lavaldüse benötigt, um die gewünschte Kühlung durch den oben beschriebenen Effekt zu erhalten. Sollte dieser notwendige Druckunterschied nicht erreicht werden, muss dies durch eine zusätzliche Kühlung angepasst werden. Diese Methode sollte erst ab einem Erdgasdruck von etwa 130 bar Verwendung finden (siehe Abbildung 10).

Die am weitesten verbreitete Methode zur Gastrocknung ist die **Absorption** (Glykoltrocknung). Die Absorption wird normalerweise mit Triethylenglykol (TEG) durchgeführt, da es selbst bei relativ hohen Temperaturen noch sehr stabil ist. Dabei wird das Wasser vom TEG absorbiert und mitgeschwemmt. So wird der Taupunkt des im Gas befindlichen Wassers soweit reduziert,

bis er unterhalb der niedrigsten erwarteten Betriebstemperatur liegt, um eine etwaige Kondensation des Wassers zu verhindern.

Aufgrund des niedrigsten Energieverbrauchs für die hier behandelte Anlage (Abbildung 10) und dem damit erzielten Wassertaupunkt wird für die Gasaufbereitungsanlage in Aderklaa I die Trocknung des Erdgases mittels Absorptionsverfahren durchgeführt.

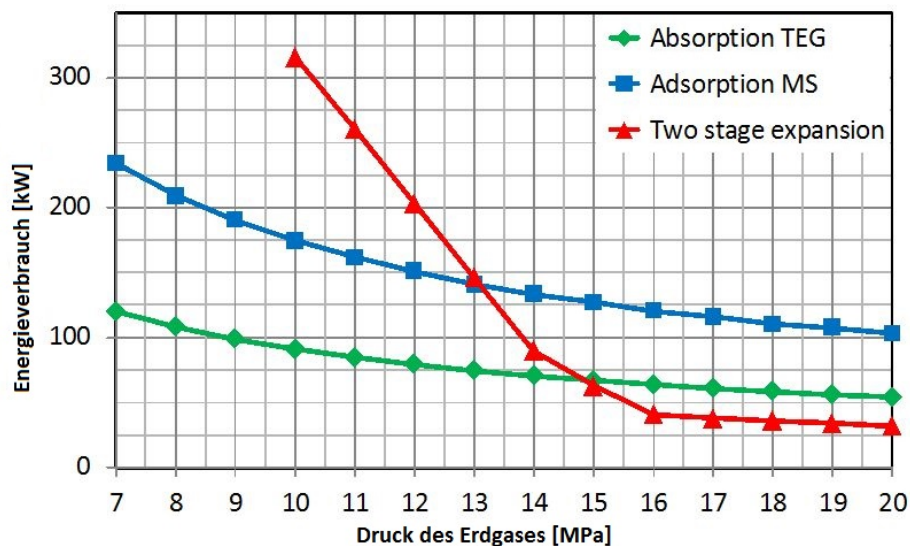


Abbildung 10: Energieverbrauch bezogen auf Erdgasdruck [65] – für die betrachtete Anlage 7MPa

Bei der Trocknung mittels Absorption kommen Glykole zum Einsatz. Das sind geradkettige aliphatische Verbindungen, die an beiden Enden mit einer Hydroxylgruppe abgeschlossen sind, aber auch deren kondensierte Derivate. Triethylenglykol ist das am weitest verbreitete Glykol in der Gastrocknung. Die wichtigsten Eigenschaften eines Glykols sind [67]:

- Stark hygroskopisch
- Nicht korrosiv
- Schwerflüchtig
- Leicht regenerierbar
- Unlöslich in flüssigen Kohlenwasserstoffen
- Nicht reaktiv mit Kohlenwasserstoffen, CO<sub>2</sub> und Schwefelverbindung

Übliche Reaktionen der Glykole neben den Reaktionen der Alkohole, wie Veresterungs-, Veretherungs- und Oxidationsreaktionen sind unter anderem noch die Glykolspaltung, die, abhängig von der Stärke des verwendeten Oxidationsmittels, aus einem Glykolekül zwei Moleküle Carbonsäure oder Aldehyd bzw. Ketone bildet, oder die Bildung von cyclischen Ethern. [68]

## 6.1 Prozessbeschreibung

Die Dehydratation von natürlichem Gas durch die Verwendung von Glykolen ist weit verbreitet in der Gasaufbereitung. Zu Beginn wurde noch Monoethylen Glykol verwendet, welches anschließend durch Diethylen Glykol abgelöst wurde. Heutzutage ist Triethylen Glykol (TEG) aufgrund der höheren thermischen Stabilität und dem geringeren Gasdruck das meist verbreitete Glykol für die Trocknung von Gasen [69].

Das mit Wasser beladene Erdgas gelangt über einen Vorabscheider in den Absorptionsturm. Der Vorabscheider trennt mit dem Erdgas mitgerissenes flüssiges Wasser, Kohlenwasserstoffe und Sedimente vom Gasstrom. Im Absorptionsturm betritt das Gas den Turm von unten und flüssiges Glykol wird von oben nach unten geleitet. Somit wird im Absorber das feuchte Gas mit dem trockenen Glykol gegenläufig kontaktiert. Dabei wird der Wasseranteil des Gases vom Glykol absorbiert. Das getrocknete Gas verlässt anschließend die Kolonne über einen Tröpfchenabscheider um etwaige mitgerissene Glykoltröpfchen vom Gasstrom zu trennen. Das feuchte Glykol fließt über einen Flash-Tank, bei dem sich flüchtige Bestandteile vom Glykol lösen und abgetrennt werden können. Anschließend wird das TEG bei ca. 203 °C regeneriert, wodurch das Wasser aus dem Glykol ausgekocht wird und das TEG im Anschluss wieder verwendet werden kann.

## 6.2 Korrosionsvorgänge bei der Glykoltrocknung

Es wurden bereits viele Tests durchgeführt, bei dem der Einfluss von Glykol auf die Korrosivität von CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>S-Systemen beobachtet wurde. All diese Studien zeigen bei steigendem TEG-Gehalt einen rapiden Rückgang der Korrosionsraten. Bei einer 90% TEG-Lösung ist die Korrosionsrate niedriger als 1% der Korrosionsrate gemessen bei 0% TEG-Anteil. [70]

Gulbrandsen et al. [71] beschreiben den inhibierenden Effekt von TEG auf die CO<sub>2</sub>-Korrosion anhand von Änderungen in der Lösungseigenschaft mit steigender TEG-Konzentration, wie:

- Geringere CO<sub>2</sub>-Lösbarkeit
- Geringere CO<sub>2</sub>-Diffusion
- Höhere Viskosität der Lösung
- Reduzierte Aktivität von Wasser
- Reduzierte Polarität der Lösung

Die meisten Korrosionsprobleme werden in Glykolsystemen durch thermischen Zerfall von Glykol erzeugt. Dabei werden Glykole in organische Säuren umgewandelt, welche den pH-Wert des Glykols senken und somit zu Korrosion führen. [69]

### 6.2.1 Thermische Stabilität:

Glykole weisen eine beschränkte thermische Stabilität auf. Wird das Glykol thermisch belastet, erfolgen je nach Temperatur und Stabilität unterschiedlich schnell ablaufende Zersetzungsreaktionen. Die Zersetzung der Glykole ist allgemein durch eine Verfärbung von einer farblosen Flüssigkeit über gelb bis hin zu einer schwarz-braunen Lösung gekennzeichnet. Gleichzeitig kommt es zum Sinken des pH-Wertes, einem Anstieg der Leitfähigkeit und zur Bildung von höhermolekularen Produkten. Die polymeren Produkte können Schlämme bilden, die sich in den Systemen absetzen und unter denen beschleunigte Korrosionsreaktionen ablaufen können. Bei TEG geht man von einer Zersetzungstemperatur von 206 °C aus, bei der die Zersetzung des Glykols beginnt. Allerdings kann auch unterhalb dieser Temperatur eine langsame Zersetzungsreaktion ablaufen. Sauerstoff, pH-Wert, Metalle und Radikale können einen deutlichen Einfluss auf die Zersetzungsgeschwindigkeit haben. [68]

Die sehr geringe Temperaturdifferenz zwischen der Regenerationstemperatur von 203 °C und der Zersetzungstemperatur von 206 °C weist auf einen relativ kritischen Bereich der Anlage hin. Aufgrund von verfahrenstechnischen Toleranzen in Großanlagen kann die Regenerationstemperatur nicht immer konstant auf dem erforderlichen Wert gehalten werden, wodurch eine zeitweilige Überschreitung hin zur Zersetzungstemperatur als wahrscheinlich gilt.

Bei der thermischen Zersetzung von TEG bilden sich zunächst niedrigere Glykole, die zum Teil gleich mit dem abdestillierten Wasser in der Regeneration ausgetragen werden. Als sekundäre Produkte werden Ameisensäure und Essigsäure gebildet. Die beiden Säuren werden zum Teil abdestilliert, sodass es nicht zu einer extremen Anreicherung kommt. Im abdestillierten Wasser treten somit Ameisensäure und Essigsäure auf. Damit hat dieses an sich eher ionenarme Wasser, in dem sich auch CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S befinden können, noch zusätzlich saure Komponenten, die den pH-Wert unter 4 senken können. Dadurch treten dort, wo diese wässrige Phase kondensiert, Korrosionsschäden an Kohlenstoffstählen auf. [68]

### 6.2.2 Auswirkung der Zersetzung von TEG

Die bei der Zersetzung gebildeten niederen Carbonsäuren können ähnlich wie Chlorid Lochfraß hervorrufen. In Gastrocknungsanlagen wirkt sich die Zersetzung des TEG wie in Heizkreisläufen durch ein Absinken des pH-Wertes und damit verbunden eine Erhöhung der Korrosionsrate aus. Besonders problematisch ist die Bildung von polymeren Zersetzungsprodukten. Durch die Anreicherung kommt es zu einer verstärkten Schaumneigung. Schäumt das Glykol, kann es zu einem Austrag in die dahinterliegenden Leitungen kommen. Das führt sowohl zu einer Anreicherung von TEG in der Rohrleitung, was zu Korrosionsschäden führen kann, als auch zu Verlusten an TEG in der Trocknung, die durch neues TEG ersetzt werden müssen. [68]

### 6.2.3 Eisengehalt

Der Gehalt an gelösten Eisenionen im Glykolsystem ist ein indirekter Hinweis auf Korrosion. Beim Anfahren einer Anlage sind die Eisenkonzentrationen generell hoch, weshalb die Messungen nur unter konstanten Betriebsbedingungen durchgeführt werden sollten. Bei Konzentrationen unter 15 ppm Eisen besteht nur sehr geringe Korrosion. Konzentrationen über 100 ppm deuten auf eine starke Korrosion hin. [69]

### 6.2.4 Chloridkonzentration

Chlorid kann aufgrund eines unterdimensionierten Separators über das Lagerstättenwasser in das Speisegas gelangen. Es führt zu einer beschleunigten Korrosion und kann außerdem zu einer Anlagerung an der Metalloberfläche führen. Kalziumchlorid fällt in den kälteren Bereichen aus, während Natriumchlorid eher eine Anlagerung in den Rohrleitungen der Heizer hervorruft. Somit sollte für rostfreie Stähle eine Chlorid-Konzentration von 100 ppm nicht überschritten werden, um chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion zu vermeiden. Sollte die Konzentration 200 ppm erreichen, dann muss das Glykol getauscht werden. Bei Kohlenstoffstählen kann aufgrund der geringeren Lochkorrosionsgefahr durch Chlorid ein Gehalt von bis zu 300 ppm toleriert werden. [69]

## 7 Zuteilung der Schädigungsmechanismen

Die gesamte Gasaufbereitungsanlage wurde im Vorfeld in sogenannte Loops unterteilt. Diese Einteilung wurde getroffen, um nicht zu viele verschiedene Bedingungen für die Zuteilung der Schädigungsmechanismen zu erhalten. So wurden Bereiche festgelegt, in denen eine ähnlich korrosive Umgebung vorherrscht. Die korrosivsten Eigenschaften dieses Bereichs wurden schließlich auf den gesamten Loop übertragen.

Tabelle 2: Voraussetzungen für Schädigung

Kap.	Schädigungsmechanismus	Voraussetzungen
4.2	Schädigung durch feuchtes H <sub>2</sub> S	Anfällige Materialien sind: Kohlenstoffstähle und niedriglegierte Stähle. Für SSC ist ein minimaler Partialdruck von 3 mbar notwendig. In wässrigen Lösungen muss für SSC außerdem ein Gesamtdruck von 4,5 bar vorherrschen. SSC tritt nur bis zu einer Temperatur von 82°C auf.
4.3	CO <sub>2</sub> -Korrosion	Anfällige Materialien sind: Kohlenstoffstähle und niedrig-legierte Stähle. Der kritische CO <sub>2</sub> -Partialdruck liegt bei 1 bar. Darüber muss mit Korrosion durch CO <sub>2</sub> gerechnet werden.
4.4	Aminkorrosion	Anfällige Materialien sind: Kohlenstoffstähle. Nur in Aminkreisläufen. Bei Temperaturen über 100°C ist mit einer stark erhöhten Korrosion zu rechnen.
4.5	Cl-SCC	Anfällige Materialien sind: Austenitische rostfreie Stähle SpRK durch Chlorid setzt normalerweise erst ab Temperaturen von 60°C ein.
4.6	CSCC	Anfällige Materialien sind: Kohlenstoffstähle, niedriglegierte Stähle und austenitische rostfreie Stähle In dieser Arbeit nur in den Aminkreisläufen relevant, wenn keine SpRK durch H <sub>2</sub> S eintreten kann.
4.7	CUI	Anfällige Materialien sind: Kohlenstoffstähle, niedriglegierte Stähle und austenitische rostfreie Stähle sowie Duplexstähle. Nur relevant bei Bauteilen die eine Isolierung tragen. Korrosion ist am kritischsten zwischen 100°C und 121°C.
4.8	Glykolkorrosion	Anfällige Materialien sind: Kohlenstoffstähle und niedriglegierte Stähle. Relevant für den Glykolkreislauf und den Kreislauf des abdestillierten Wassers.

In dieser Arbeit wird nur ein Teil der ausgearbeiteten Bereiche der Gasaufbereitungsanlage beschrieben, um im Speziellen auf die verschiedenen Mechanismen in der Aminwäsche als auch der Glykoltrocknung einzugehen. Für folgende Bereiche der Gasaufbereitungsanlage werden nachstehend die Korrosionsmechanismen bestimmt und erläutert:

- Der Hauptstrom
- Die Gasaufbereitung mittels Aminwäsche
- Die Gastrocknung mittels TEG

Anhand der zuvor erläuterten Schädigungsmechanismen können diese nun den einzelnen Loops zugeteilt werden. Tabelle 2 listet nochmals die relevanten Voraussetzungen für die Schädigungsmechanismen auf. Die Zuteilung der Schädigungsmechanismen für die gesamte Anlage kann dem Anhang (G) entnommen werden. Detaillierte Informationen bezüglich der einzelnen Loops können ebenfalls dem Anhang entnommen werden (Anhang H bis R).

## 7.1 Der Hauptstrom

Die Betriebsbedingungen im Hauptstrom können folgendermaßen zusammengefasst werden (in Reihenfolge der Stromrichtung):

Tabelle 3: Betriebsbedingungen der Loops des Hauptstroms (berechnete Werte)

Loop	Hauptbestandteile	Material	Temp [°C]	Druck [bara]	pCO <sub>2</sub> [bar]	pH <sub>2</sub> S [bar]	H <sub>2</sub> O-Gehalt [Vol%]
0001	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	CS	15,0	71,0	7,2334	1,1429	0,018
0002	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, N <sub>2</sub>	CS	31,6	69,5	7,0775	1,1182	0,018
2002	H <sub>2</sub> O, MDEA, CO <sub>2</sub>	CS	54,3	72	2,0139	0,3444	90,177
0003	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub>	CS	54,5	69,3	3,0019	0,0904	0,304
0004	CH <sub>4</sub>	CS	41,9	68,7	0,0000	0,0001	0,169
0005	CH <sub>4</sub>	CS	23,8	67,3	0,0000	0,0001	0,002

Die Einteilung erfolgt gemäß Abbildung 11. Der Loop 0001 entspricht dem Bereich vom Gaseingang der Aufbereitungsanlage bis einschließlich dem zweiten Filterseparator. Anschließend führt der Loop 0002 das Gasgemisch über einen Erhitzer und einen Wärmetauscher zur ersten Stufe der Aminwäsche – dieser gehört zu Loop 2002.

Von der ersten Stufe zur zweiten Stufe der Aminwäsche inklusive verläuft der Loop 0003. Loop 0004 beginnt direkt nach der zweiten Aminwäsche und verläuft bis zur Glykoltrocknung. Direkt nach der Glykoltrocknung beginnt der Loop 0005 – der letzte des Hauptstroms – und verläuft über die Einstellung des Kohlenwasserstofftaupunkts bis zum Ausgang des Verkaufsgases.



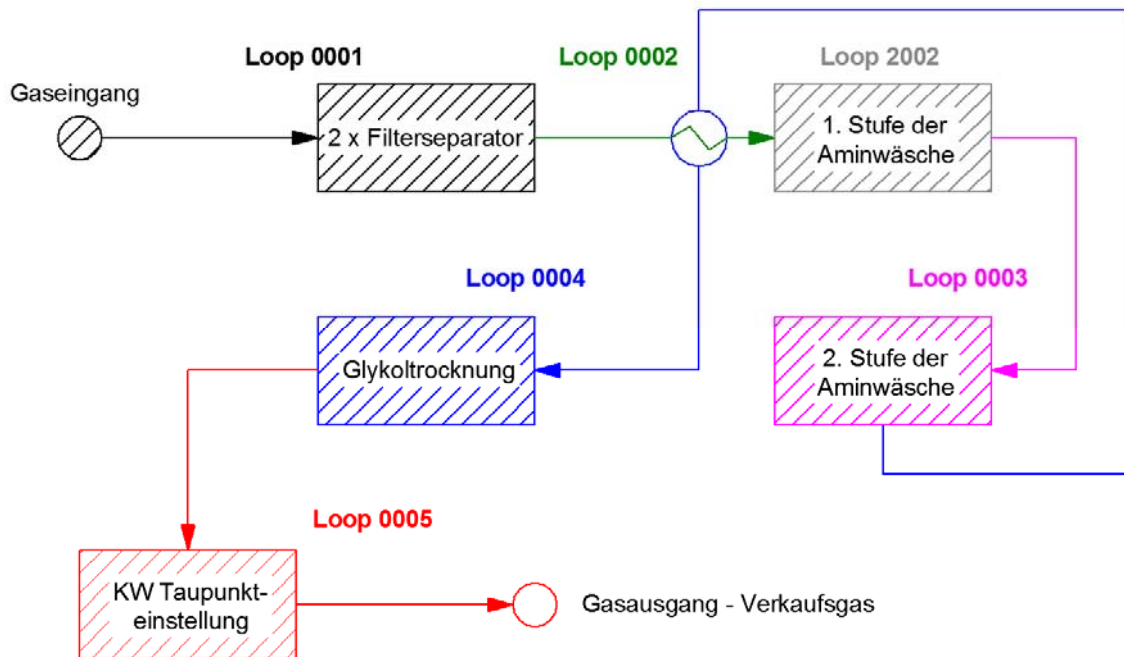


Abbildung 11: Loopteilung des Hauptgasstroms

### 7.1.1 Loop 0001

Folgende Schädigungen können eintreten:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- CO<sub>2</sub>-Korrosion

Aufgrund des hohen H<sub>2</sub>S-Gehalts ist eine Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S relativ wahrscheinlich. Es besteht die Gefahr einer flächenabtragenden Schädigung, sowie Spannungsrisskorrosion. Der Partialdruck liegt weit über den erforderlichen 3 mbar und ausreichend viel Wasser ist in der Gasphase ebenfalls vorhanden. Zudem muss mit CO<sub>2</sub>-Korrosion gerechnet werden.

### 7.1.2 Loop 0002

Die möglichen Schädigungsmechanismen für diesen Loop sind:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- CO<sub>2</sub>-Korrosion
- Korrosion unter Isolierung

Die Schädigungsmechanismen sind dieselben wie bereits unter 7.1.1 beschrieben, allerdings mit einer möglichen Schädigung durch Korrosion unter Isolierungen, da ein Teil der in diesem Loop verbauten Behälter eine Isolierung angebracht hat.

### 7.1.3 Loop 2002

Folgende Schädigungsmechanismen ergeben sich für diesen Loop:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- CO<sub>2</sub>-Korrosion
- Aminkorrosion
- Korrosion unter Isolierung

Aufgrund der Anwesenheit von MDEA als Amin in der Aminwäsche und großen Wassermengen besteht zusätzlich zur Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S und der CO<sub>2</sub>-Korrosion noch die Gefahr von Aminkorrosion. Außerdem muss auch hier mit Korrosion unter Isolierung gerechnet werden.

### 7.1.4 Loop 0003

Die Schädigungsmechanismen für diesen Loop lauten:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- CO<sub>2</sub>-Korrosion
- Korrosion unter Isolierung

Hier liegen wieder dieselben Schädigungsmechanismen vor wie in Loop 0002 (unter 7.1.2), aufgrund der deutlich geringeren Partialdrücke allerdings nur in abgeschwächtem Maß.

### 7.1.5 Loop 0004

Die Schädigungsmechanismen in diesem Loop lassen sich wie folgt beschreiben:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- Korrosion unter Isolierung

Auch hier bestehen wieder dieselben, bereits beschriebenen, Korrosionsmechanismen. Allerdings besteht keine Gefahr von Spannungsrisskorrosion durch H<sub>2</sub>S. Da der Partialdruck bereits weit unter 3 mbar liegt, muss nur mit einem flächenabtragenden Mechanismus gerechnet werden.

### 7.1.6 Loop 0005

Die Schädigungsmechanismen in diesem letzten Loop des Hauptstroms beschränken sich auf:

- Korrosion unter Isolierungen

Da sich dieser Loop bereits nach der Glykoltrocknung befindet, kann man davon ausgehen, dass sich nahezu kein Wasser mehr in der Gasphase befindet und somit auch keine Korrosion stattfinden kann. Einzig aufgrund von Glykol, welches sich in sehr geringem Maße in der

Gasphase befinden kann und bei Unterschreitung einer kritischen Temperatur kondensiert, könnten in der Verkaufsgasleitung noch Korrosionserscheinungen auftreten (CO<sub>2</sub>-Korrosion). Allerdings sind diese Korrosionsvorgänge wegen des Glykols so stark abgeschwächt (siehe 6.2), dass sie hier keine Berücksichtigung finden.

## 7.2 Die Gasaufbereitung

Folgende Betriebsbedingungen ergeben sich für die Aminwäsche (Tabelle 4):

Tabelle 4: Betriebsbedingungen der Loops der Aminwäsche (berechnete Werte)

Loop	Hauptbestandteile	Material	Temp [°C]	Druck [bar]	p <sub>CO2</sub> [bar]	p <sub>H2S</sub> [bar]	H <sub>2</sub> O-Gehalt [Vol%]
2001	H <sub>2</sub> O, MDEA	CS, SS	88,8	1,9	0,0001	0,0001	92,549
2002	H <sub>2</sub> O, MDEA, CO <sub>2</sub>	CS	54,3	72	2,0139	0,3444	90,177
2003	H <sub>2</sub> O, MDEA, CO <sub>2</sub>	CS, SS	59,8	8,1	0,3224	0,0620	88,736
2005	H <sub>2</sub> O, MDEA	CS	120,6	1,9	0,0001	0,0001	92,549
2006	H <sub>2</sub> O, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	CS	109,1	1,7	0,3437	0,0660	76,286

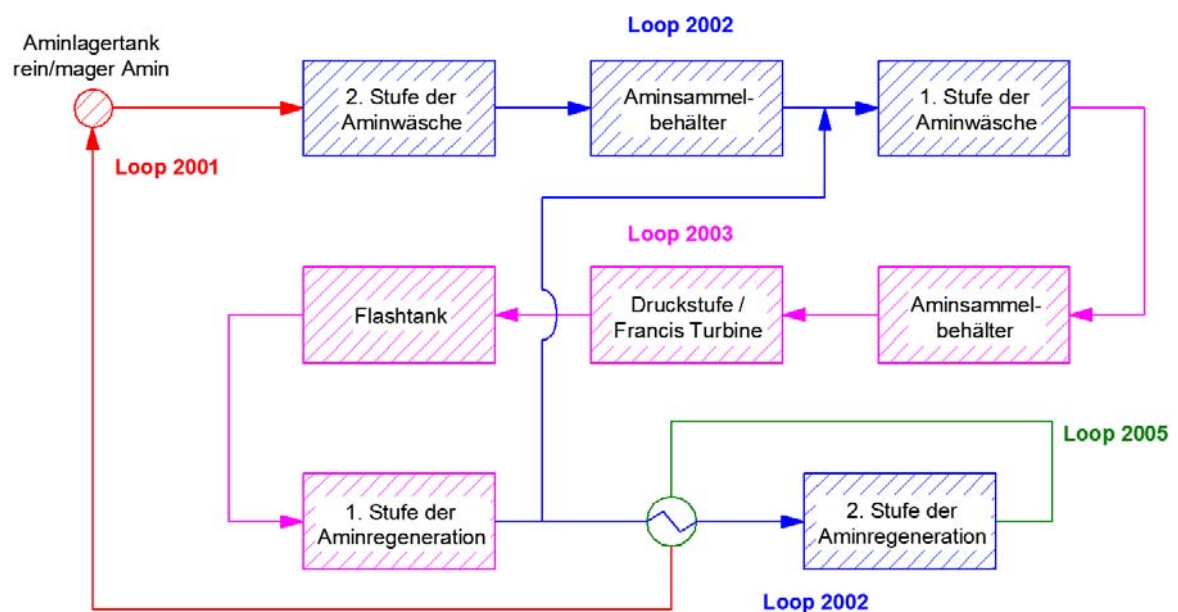


Abbildung 12: Loopeinteilung der Aminwäsche

Die Aminwäsche wird bezüglich der Loops von hinten betrachtet, da das System nun in Flussrichtung desamins und nicht in Richtung des Hauptstroms betrachtet wird. Zu Beginn steht somit die zweite Stufe der Gasaufbereitung, welche mit reinem bzw. magerem Amin beschickt wird. Der Loop 2001 verläuft also von den Lagertanks bis hin zum Einlass am oberen Ende der zweiten Stufe der Aminkolonne. Die Kontaktierung mit dem Erdgas in der zweiten

Kolonne wurde bereits unter 7.1.4 beschrieben. Das nun halb beladene Amin wird im Loop 2002 am unteren Ende der zweiten Aminwäsche ab- und über einen Aminsammelbehälter zur ersten Aminwäsche weitergeleitet, wo es schlussendlich als hoch beladenes Amin am unteren Ende der ersten Stufe abgelassen wird – dieser Punkt markiert das Ende von Loop 2002.

Das hochbeladene Amin wird im Loop 2003 über einen weiteren Sammelbehälter, eine Druckstufe (Francis-Turbine) und einen Flashtank an die Aminregeneration weitergeleitet. Die erste Regenerationsstufe wird noch teilweise dem Loop 2003 zugeschrieben. Der Boden der ersten Regenerationsstufe ist wieder dem Loop 2002 zugeordnet, welcher sich bis zur zweiten Stufe der Aminregeneration fortsetzt. Es besteht außerdem eine Verbindung zwischen dem Ausgang der ersten Regenerationskolonne zur ersten Stufe der Aminwäsche, da hierfür ein halb beladenes Amin verwendet wird. Am Boden der zweiten Regenerationsstufe beginnt anschließend der Loop 2005 (bestehend aus einer sehr mageren Aminlösung), der bis zu den Wärmetauschern bestehen bleibt und danach erneut in den Loop 2001 übergeht. Dieser führt das abgekühlte Amin in die Lagerbehälter. Der Loop 2006 (ist auf der Systemskizze Abbildung 12 nicht eingezeichnet) beschreibt das Medium in den Dampferzeugern, mit dem die zweite Regenerationsstufe beheizt wird.

### 7.2.1 Loop 2001

Folgende Schädigungsmechanismen konnten in diesem Loop identifiziert werden:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- Chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion
- Spannungsrisskorrosion durch Laugen
- Aminkorrosion

Bei der Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S ist in diesem Fall nur der flächenabtragende Mechanismus zu verstehen, da für eine Spannungsrisskorrosion durch eindiffundierten, atomaren Wasserstoff der Partialdruck des H<sub>2</sub>S zu niedrig ist. Die chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion ist nur bei Bauteilen gefertigt aus austenitischem Werkstoff relevant. Dies betrifft in diesem Loop nur die Filtereinheiten. Außerdem ist auf Grund des Amins mit laugeninduzierten Spannungsrisskorrosion als auch mit Aminkorrosion zu rechnen.

### 7.2.2 Loop 2002

Siehe 7.1.3.

### 7.2.3 Loop 2003

Die Schädigungsmechanismen für diesen Loop können folgendermaßen zusammengefasst werden:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- Chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion
- Aminkorrosion
- Korrosion unter Isolierungen

In diesem Fall kann trotz der Anwesenheit des Amins von einer laugeninduzierten Spannungsrisskorrosion abgesehen werden, da H<sub>2</sub>S induzierte Spannungsrisskorrosion hier der bestimmende Mechanismus ist (infolge des hohen H<sub>2</sub>S-Partialdrucks). Zusätzlich kann Cl-SCC, Aminkorrosion und CUI in diesem Loop auftreten.

#### 7.2.4 Loop 2005

Folgende Schädigungsmechanismen konnten für diesen Loop identifiziert werden:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- Aminkorrosion
- Spannungsrisskorrosion durch Laugen
- Korrosion unter Isolierungen

Auch hier wird bei der Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S nur der flächenabtragende Mechanismus verstanden. Aufgrund des niedrigen Partialdrucks an H<sub>2</sub>S wird nun jedoch die Spannungsrisskorrosion durch Laugen relevant.

Da ein Teil der Behälter isoliert ist, muss zusätzlich von Korrosion unter Isolierungen ausgegangen werden. Außerdem befindet sich dieser Loop in einem Temperaturbereich, der einerseits für die CUI kritisch ist und andererseits für Aminkorrosion die optimalen Bedingungen bietet. Wegen der hohen Temperatur bilden sich leichter hitzeresistente Salze, die zu erhöhter Korrosion führen.

#### 7.2.5 Loop 2006

Hier muss mit folgenden Korrosionsmechanismen gerechnet werden:

- Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S
- Korrosion unter Isolierungen

Aufgrund der hohen Temperatur besteht auch bei diesem Loop eine hohe Gefahr für Korrosion unter Isolierungen. Außerdem muss infolge des relativ hohen H<sub>2</sub>S-Partialdrucks mit einer Schädigung durch feuchtes H<sub>2</sub>S gerechnet werden.

### 7.3 Die Gastrocknung

Im Folgenden werden die rechnerischen Betriebsbedingungen für die Gastrocknung aufgelistet (Tabelle 5):



### 7.3.1 Loop 3002

Folgende Schädigungsmechanismen ergeben sich für diesen Loop:

- Chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion
- Korrosion unter Isolierungen
- Glykolkorrosion

Aufgrund von möglichem Chlorid im System und der Verwendung von austenitischen Werkstoffen (bei der Kühleinheit) muss mit Cl-SCC gerechnet werden. Da die Behälter in diesem Loop teilweise isoliert sind, besteht außerdem die Gefahr von Korrosion unter Isolierungen. Zudem muss mit Glykolkorrosion durch Degradierungsprodukte von TEG gerechnet werden.

### 7.3.2 Loop 0004

Die Schädigungsmechanismen für diesen Loop sind wie unter 7.1.5 beschrieben. Der flächenabtragende Schädigungsmechanismus durch feuchtes H<sub>2</sub>S allerdings nur in einer stark abgeschwächten Form wegen des zugeführten TEGs.

### 7.3.3 Loop 3001

Loop 3001 vereint folgende Schädigungsmechanismen:

- Chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion
- Korrosion unter Isolierungen
- Glykolkorrosion

Die Cl-SCC sollte hier aufgrund der niedrigen Temperaturen eigentlich nicht auftreten (siehe 4.5.1), allerdings kann es nicht ausgeschlossen werden. Weiters besteht die Gefahr durch Korrosion unter Isolierung und von Glykolkorrosion durch TEG-Degradierungsprodukte.

### 7.3.4 Loop 3003

Die Schädigungsmechanismen für Loop 3003 sind:

- Chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion
- Korrosion unter Isolierungen
- Glykolkorrosion

Auch hier ist wie unter 7.3.3 die Temperatur für chloridinduzierte Spannungsrisskorrosion zu niedrig – trotzdem kann es nicht gänzlich ausgeschlossen werden. Außerdem sollte sich in diesem Loop zwar kein Glykol mehr befinden, es besteht allerdings trotzdem eine Gefahr durch Glykolkorrosion. Das bei der Glykolregeneration stark erhitzte Wasser trennt sich vom Glykol und dampft ab. Dabei können mit dem zuvor gebildeten Wasserdampf organische Säuren (durch

TEG-Degeneration) mitbefördert werden und so den TEG-freien Loop durch Säuren verunreinigen. Gefahr von Korrosion unter Isolierungen besteht auf Grund vorhandener isolierter Behälter.



## 8 Errechnete Korrosionsraten

Mit Hilfe der zwei Programme NORSOK M-506 und ECE5 wurden für die relevanten Ströme die theoretischen Korrosionsraten für Kohlenstoffstähle bestimmt. Frühere Berechnungen haben jedoch gezeigt, dass der Output der Programme nur bedingt verwendbar ist, da die berechneten Korrosionsraten häufig um Größenordnungen über den tatsächlich gemessenen Werte liegen. Dennoch kann anhand der gewonnenen Daten zumindest eine gewisse Klassifizierung der Bereiche vorgenommen werden. Die Software NORSOK M-506 ist ein frei verfügbares Programm – berücksichtigt allerdings nicht den H<sub>2</sub>S-Gehalt. Die ECE5 Software ist lizenzgebunden und berücksichtigt neben dem H<sub>2</sub>S-Gehalt auch die Menge organischer Säuren im System.

Folgende Daten werden für die Ermittlung der Korrosionsraten benötigt:

- Betriebstemperatur
- Betriebsdruck
- Mol% CO<sub>2</sub>
- Mol% H<sub>2</sub>S
- Vol% H<sub>2</sub>O
- Durchmesser der Leitung/des Behälters
- Umsatz des Mediums
- ppm Bicarbonat

Für die Korrosionsratenberechnung wird nur der Hauptstrom betrachtet. Die Bereiche der Gasaufbereitung mittels Aminwäsche und die Gastrocknung können hierbei nicht betrachtet werden, da es nicht möglich ist, die inhibierende Wirkung von MDEA bzw. TEG im Programm festzulegen. Somit werden der Bereich des Gaseingangs direkt nach dem zweiten Filterseparator, der Bereich nach der Aminwäsche sowie der Bereich direkt nach der Glykoltrocknung simuliert. Die Korrosionsraten werden außerdem für die Rohrleitung und nicht für die Behälter errechnet, da dies erfahrungsgemäß den realistischsten Output garantiert.

Die mit beiden Programmen ermittelten Korrosionsraten beziehen sich auf die Korrosion durch freies Wasser, das durch die Unterschreitung des Taupunkts des im Gas vorliegenden Wassers anfällt. Wird dieser Taupunkt jedoch nicht unterschritten, haben die mittels Software errechneten Werte keine Gültigkeit.

### 8.1 ECE5

Die mittels ECE5 ermittelten Korrosionsraten beziehen sich auf die Korrosion abhängig von der Länge der Rohre. Da im Zuge dieser Berechnung bei einer Rohrlänge von 50 m keine

Veränderung zu erkennen war, werden nachfolgend nur die ermittelten maximalen Korrosionswerte in mm/Jahr beschrieben.

### 8.1.1 Loop 0002 – Gaseingang

Folgende Daten [4] wurden für die Berechnung ermittelt:

Rohrinnendurchmesser: 8" (203 mm)	Temperatur: 15,0 °C
Druck: 71,0 bara	Fließrate: 1.637.256 Nm <sup>3</sup> /d
H <sub>2</sub> O-Rate: 294,7 m <sup>3</sup> /d	CO <sub>2</sub> -Anteil: 10,19 Mol%
H <sub>2</sub> S-Anteil: 1,61 Mol%	

Die für den Loop 0002 errechnete Korrosionsrate beträgt 0,53 mm/a.

### 8.1.2 Loop 0004 – nach der Aminwäsche:

Folgende Daten [4] wurden für die Berechnungen ermittelt

Rohrinnendurchmesser: 6" (152 mm)	Temperatur: 41,9 °C
Druck: 68,7 bara	Fließrate: 733.860 Nm <sup>3</sup> /d
H <sub>2</sub> O-Rate: 1240,0 m <sup>3</sup> /d	H <sub>2</sub> S-Anteil: 0,000 Mol%
1. CO <sub>2</sub> -Anteil: 0,001 Mol%	2. CO <sub>2</sub> -Anteil: 2,0 Mol%
3. CO <sub>2</sub> -Anteil: 1,0 Mol%	

Die Auswahl der unterschiedlichen CO<sub>2</sub>-Werte begründet sich in der Aufbereitung des Gases. Der 1. CO<sub>2</sub>-Anteil ist der minimal messbare Bereich des CO<sub>2</sub> im Gasstrom und wird somit als die unterste Grenze der CO<sub>2</sub>-Konzentration nach der Aminwäsche angenommen. Die Auflösung der Messungen liegt bei 0,5mg/l, alle Mengen darunter können vom System nicht mehr erfasst werden. Die 0,001 Mol% beschreiben genau diese Grenze und dienen somit als unterer Grenzwert für die Berechnungen. Allerdings kann in der Software als minimaler CO<sub>2</sub>-Gehalt nur 0,01 Mol% angenommen werden. Die tatsächliche Korrosionsrate ist somit um Größenordnungen geringer.

Der 2. CO<sub>2</sub>-Anteil beschreibt die maximal im Verkaufsgas enthaltene CO<sub>2</sub>-Konzentration. Laut Regelung der ÖVGW G31, die unter anderem die Anforderungen an die Gasbeschaffenheit regelt, dürfen im Verkaufsgas maximal 2 Mol% CO<sub>2</sub> vorhanden sein. Daher entspricht die obere Grenze diesem Wert.

Der 3. CO<sub>2</sub>-Wert zeigt die Korrosion im ungefähren Mittel zwischen den beiden anderen Werten.

Der maximal zulässige H<sub>2</sub>S-Gehalt im Verkaufsgas liegt bei 5 mg/m<sup>3</sup>, befindet sich somit unterhalb der Auflösungsgrenze der ECE-5 Software und kann außer Acht gelassen werden.

Die Korrosionsraten für den Loop 0004 ergeben sich somit zu:

1. Bei 0,01 Mol% CO<sub>2</sub>: 0,08 mm/a
2. Bei 2 Mol% CO<sub>2</sub>: 4,1 mm/a
3. Bei 1 Mol% CO<sub>2</sub>: 2,6 mm/a

### 8.1.3 Loop 0005 – nach der Gastrocknung

Folgende Daten [4] wurden für die Berechnung ermittelt:

Rohrinnendurchmesser: 6" (152 mm)	Temperatur: 23,8 °C
Druck: 67,3 bara	Fließrate: 732.336 Nm <sup>3</sup> /d
H <sub>2</sub> O-Rate: 14,65 m <sup>3</sup> /d	H <sub>2</sub> S-Anteil: 0,000 Mol%
1. CO <sub>2</sub> -Anteil: 0,001 Mol%	2. CO <sub>2</sub> -Anteil: 2,0 Mol%
3. CO <sub>2</sub> -Anteil: 1,0 Mol%	

Auch hier wurden die CO<sub>2</sub>-Werte wieder nach selbigen Überlegungen angenommen wie unter 8.1.2 beschrieben. Da die Dichte sowie der Druck kaum unterschiedlich zu Loop 0004 sind, ergibt sich somit auch für die Konzentration in Mol% kein anderer Wert.

Die wesentlich geringeren Korrosionsraten gegenüber dem Loop 0004 sind hier offensichtlich. Die folgenden Korrosionsraten konnten für den Loop 0005 errechnet werden:

1. Bei 0,01 Mol% CO<sub>2</sub>: 0,01 mm/a
2. Bei 2 Mol% CO<sub>2</sub>: 1,15 mm/a
3. Bei 1 Mol% CO<sub>2</sub>: 0,66 mm/a

## 8.2 NORSOK M-506

Das Programm Norsok M-506 bietet nicht so viele Einstellungsmöglichkeiten wie die Software ECE5. Außerdem ist auch der berechenbare Bereich wesentlich kleiner. So konnte zum Beispiel nicht die untere Grenze an CO<sub>2</sub>-Konzentration (0,01 Mol%) simuliert werden. Trotzdem lässt das Ergebnis Vergleiche mit den aus der ECE5 Software erhaltenen Informationen zu. Für die Berechnung wurden dieselben Daten wie unter 8.1.1 bis 8.1.3 beschrieben verwendet. Die Ergebnisse dieser Berechnung sind in Abbildung 14 dargestellt.

Für den Loop 0002 (zwischen 2. Filterseparator und der ersten Stufe der Aminwäsche) ergibt sich für den dort vorherrschenden Druck von  $p_{0002}=71$  bara eine Korrosionsrate von 3,2 mm/a. Dieser Wert ist der kleinste Korrosionswert dieser Reihe. Hier sei jedoch noch einmal zu

erwähnen, dass die Berechnung mittels NORSOK den H<sub>2</sub>S-Gehalt nicht berücksichtigt. In diesem Loop wäre die H<sub>2</sub>S-Konzentration bei 1,6 Mol%, wodurch ein zusätzlicher Schutz durch Deckschichtbildung zu erwarten wäre. Dies wird auch durch die niedrigeren Werte laut ECE5 Berechnung (hier wird der H<sub>2</sub>S-Gehalt berücksichtigt) bestätigt.

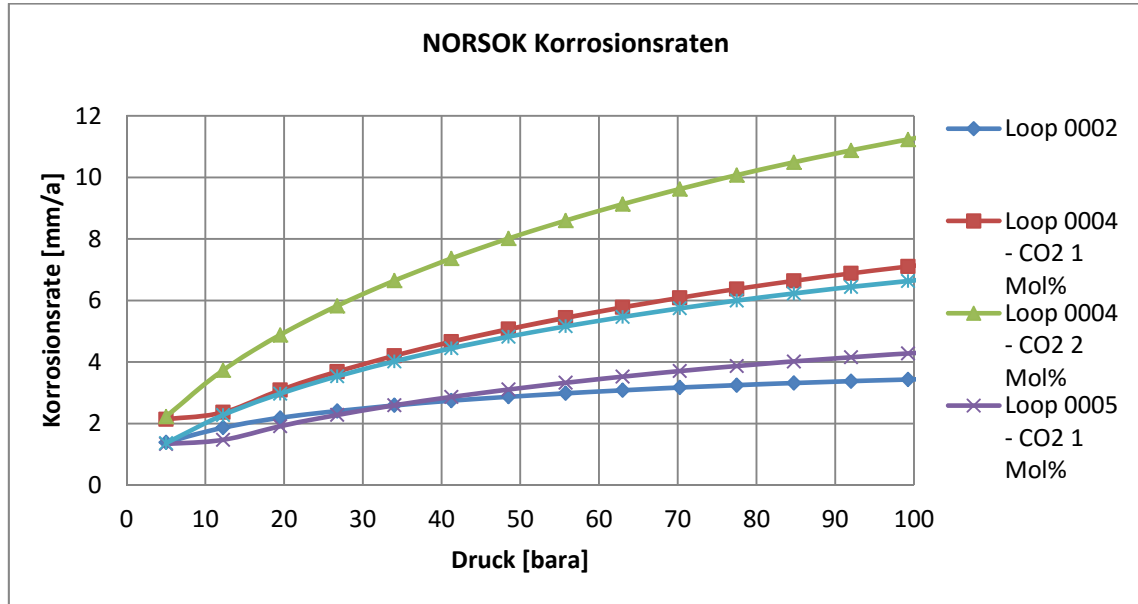


Abbildung 14: Korrosionsraten bezogen auf Druck

Im Loop 0004 (direkt nach der zweiten Stufe der Aminwäsche) herrscht bei einem Druck von  $p_{0004}=68,7$  bara eine theoretische Korrosionsrate von:

1. 6,0 mm/a (CO<sub>2</sub>-Konzentration von 1 Mol%)
2. 9,6 mm/a (CO<sub>2</sub>-Konzentration von 2 Mol%)

Für den Loop 0005 (direkt nach der Gastrocknung) wird bei einem Druck von  $p_{0005}=67,3$  bara eine Korrosionsrate von:

1. 3,6 mm/a (CO<sub>2</sub>-Konzentration von 1 Mol%)
2. 5,6 mm/a (CO<sub>2</sub>-Konzentration von 2 Mol%)

### 8.3 Vergleich der Auswertungen

In der unten angeführten Tabelle 6 ist gut zu erkennen, dass die höchsten Korrosionsraten (sowohl laut ECE5 als auch laut NORSOK) direkt nach der Gasaufbereitung mittels Amin auftreten. Das liegt an den erhöhten H<sub>2</sub>O-Werten in diesem Bereich. Da in der Aminwäsche MDEA verdünnt mit Wasser als Lösungsmittel für die Sauerstoffe eingesetzt wird, reichert sich das Gas zusätzlich mit H<sub>2</sub>O an, was anschließend in der Trocknungsanlage wieder entfernt wird.

Die niedrigsten Korrosionsraten ergeben sich für den Bereich des Loop 0002 nach dem zweiten Filterseparator. Eigentlich sollten hier relativ hohe Korrosionsraten vorliegen, da der CO<sub>2</sub>- als auch der H<sub>2</sub>S-Gehalt in diesem Bereich sehr hoch ist. Allerdings wird die Bildung einer

schützenden Eisensulfidschicht durch die hohe H<sub>2</sub>S-Konzentration begünstigt, was zu einer Abschwächung der Korrosionsraten in diesem Bereich führt. Außerdem ist die Temperatur wesentlich geringer, was wiederum eine positive Auswirkung auf die Korrosionsrate hat (siehe Abbildung 7 unter 4.3.1).

Tabelle 6: Vergleich der errechneten Korrosionsraten

Loop	Temp [°C]	CO <sub>2</sub> -Gehalt [Mol%]	H <sub>2</sub> S-Gehalt [Mol%]	H <sub>2</sub> O-Gehalt [Vol%]	Korrosionsrate ECE-5 [mm/a]	Korrosionsrate NORSOK [mm/a]
0002	15	10,19	1,61	0,018	0,53	3,2
0004	41,9	0,01	0,00	0,169	0,08	– <sup>2</sup>
0004	41,9	1,0	0,00	0,169	2,6	6
0004	41,9	2,0	0,00	0,169	4,1	9,6
0005	23,8	0,01	0,00	0,002	0,01	– <sup>2</sup>
0005	23,8	1,0	0,00	0,002	0,66	3,6
0005	23,8	2,0	0,00	0,002	1,15	5,6

Generell kann jedoch anhand der gewonnenen Daten keine genaue Aussage über die korrosionsbedingte Schädigung in der gesamten Anlage getroffen werden, da nur ein sehr kleiner Bereich der Anlage mit den Berechnungen abgedeckt wird und, wie eingangs erwähnt, die ermittelten Korrosionsraten unrealistisch hoch sind.

<sup>2</sup> Dazu konnten keine Werte mittels NORSOK ermittelt werden.

## 9 Korrosionsmessungen

In der Gasaufbereitungsanlage Aderklaa I wird der Korrosionsfortschritt mittels sogenannten Korrosionskupons überwacht. Dabei werden zwei Flacheisenstreifen eines Kohlenstoffstahls (Mat. Nr. 1.0402/C22 mit einer typischen Abmessung von 126x16x1,5 mm – sandgestrahlt – siehe Abbildung 15) in eine spezielle Halterung aus rostfreiem Stahl eingespannt (siehe Abbildung 16) und anschließend in das System verbaut. Wichtig ist dabei jedoch, dass die Korrosionsmessung nur bezüglich Material abtragender Mechanismen (also Schädigungen durch Korrosion ohne mechanische Einwirkung), wie z.B. der CO<sub>2</sub>-Korrosion, anwendbar ist. Schädigungen durch Spannungsrisskorrosion können mit diesem System nicht abgebildet werden.

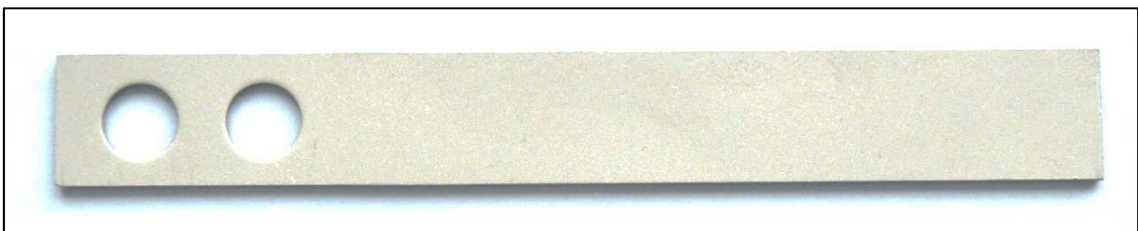


Abbildung 15: Korrosionskupon



Abbildung 16: Halterung und eingespannte Korrosionskupons

### 9.1 Allgemeine Verfahrensbeschreibung

Die Flacheisenstreifen müssen vor dem Einsatz noch mit einem feinen Scheuerpulver gereinigt und anschließend mit Wasser und Aceton abgespült werden, da sie für die Lagerung mit einem Korrosionsinhibitor überzogen sind, um Korrosion der Kupons vor dem eigentlichen Einsatz zu verhindern. Außerdem müssen die Kupons zur Bestimmung der Oberfläche noch exakt abgemessen, gewogen (auf 1 mg genau) und beschriftet werden. Diese Daten werden für die weitere Auswertung in eine Tabelle eingetragen. Die einzelnen Metallteile (Halterung, Kupons und Schrauben samt Muttern) werden dann mit Kunststoffscheiben getrennt zusammengeschraubt, um sie galvanisch voneinander zu isolieren. Anschließend wird der Korrosionskupon wie oben abgebildet (Abbildung 16) in das System verbaut. Die genaue Lage sowie Ausrichtung der Kupons sind dabei wesentlich. Nach bestimmter Zeit (abhängig von den Inspektionsintervallen der jeweiligen Behälter) wird der alte Satz Kupons wieder gegen einen

neuen ausgetauscht. Dabei sollten die Kupons mit einem sauberen Tuch trocken gewischt, mit einem inhibierenden Öl besprüht und in einem Plastikbeutel verpackt werden, bis sie im Labor genauer vermessen werden können. Um die mittlere Korrosionsrate in diesem vergangenen Zeitraum zu ermitteln, werden die Kupons zunächst gewaschen und etwas abgebürstet, um lose Teile von der Oberfläche zu entfernen. Nach darauffolgendem Abwiegen der Kupons werden sie mit Aceton abgespült und anschließend in einer inhibierten Salzsäurelösung für drei Minuten bei Raumtemperatur gebeizt um die gebildete Rostschicht von der Oberfläche abzutragen. Nach erneutem Abspülen mittels Aceton und anschließendem Abwiegen werden die Kupons bei einer Temperatur von nun 50°C gebeizt. Anschließend werden die Kupons ein letztes Mal abgespült und getrocknet. Im Anschluss kann nun jenes Gewicht gemessen werden, welches für die Berechnung der Korrosionsrate verwendet wird. Der Gewichtsverlust der einzelnen Kupons bezogen auf die Oberfläche (abzüglich der Löcher) und Dichte des Materials ergibt die Korrosionsrate (mm/a).

## 9.2 Auswertung bestehender Messpunkte

Folgende Korrosionskupons sind derzeit in der Gasaufbereitungsanlage Aderklaa I verbaut (Tabelle 7):

Tabelle 7: Position der Korrosionskupons

Nummer	Position	Loop
G-019	Sauergaseingang, direkt vor dem ersten Filterseparator	0001
F-1 U	Erster Filterseparator, unterer Bereich des Behälters	0001
F-1 O	Erster Filterseparator, oberer Bereich des Behälters	0001
T-201 U	1. Stufe der Aminwäsche, unterer Bereich des Behälters	2002
T-201 O	1. Stufe der Aminwäsche, oberer Bereich des Behälters	2002
T-101 U	2. Stufe der Aminwäsche, unterer Bereich des Behälters	2002
T-101 O	2. Stufe der Aminwäsche, oberer Bereich des Behälters	0003
T-1 U	2. Stufe der Aminwäsche, unterer Bereich des Behälters	2002
T-1 O	2. Stufe der Aminwäsche, oberer Bereich des Behälters	0003
T-202 U	1. Stufe der Aminregeneration, unterer Bereich des Behälters	2002
T-202 O	1. Stufe der Aminregeneration, oberer Bereich des Behälters	2003/5001
T-102 U	2. Stufe der Aminregeneration, unterer Bereich des Behälters	2005
T-102 O	2. Stufe der Aminregeneration, oberer Bereich des Behälters	2006
T-2 U	2. Stufe der Aminregeneration, unterer Bereich des Behälters	2005
T-2 O	2. Stufe der Aminregeneration, oberer Bereich des Behälters	2006

Die Positionen der Messkupons können den zuvor festgelegten Loops zugeordnet werden, um Rückschlüsse auf die tatsächliche Korrosivität des Mediums ziehen zu können. Tatsächlich befinden sich momentan die meisten Korrosionsmessstellen innerhalb des Aminkreislaufes. Anhand der in den folgenden Graphiken dargestellten Korrosionsraten kann eine Abschätzung bzgl. der Korrosivität der Anlagenbereiche getroffen werden. Laut Betreiber sollten sich die Korrosionsraten über einen längeren Betrachtungszeitraum unter  $5\mu\text{m/a}$  einpendeln.

### 9.2.1 Vergleich der Korrosivität der Loops:

Im Loop 0001 (Abbildung 17) sind insgesamt drei Kupons installiert. Die Messstelle ‚G-019‘ wurde erst im Jahr 2012 angebracht und gibt somit noch keine langfristige Auskunft, zeigt allerdings seit dem Einbau einen Anstieg der Korrosionsrate. Die Messstellen ‚F-1 U‘ und ‚F-1 O‘ wurden hingegen im Jahr 1992 verbaut und zeigen bereits eine eindeutige Entwicklung. Gut zu erkennen ist, dass sich die Korrosionsraten für diesen Loop tendenziell unter  $10\mu\text{m/a}$  befinden – abgesehen von einigen wenigen Messungen. Vor allem im Zeitraum zwischen 2008 und 2014 wurde auch die Grenze von  $5\mu\text{m/a}$  unterschritten.

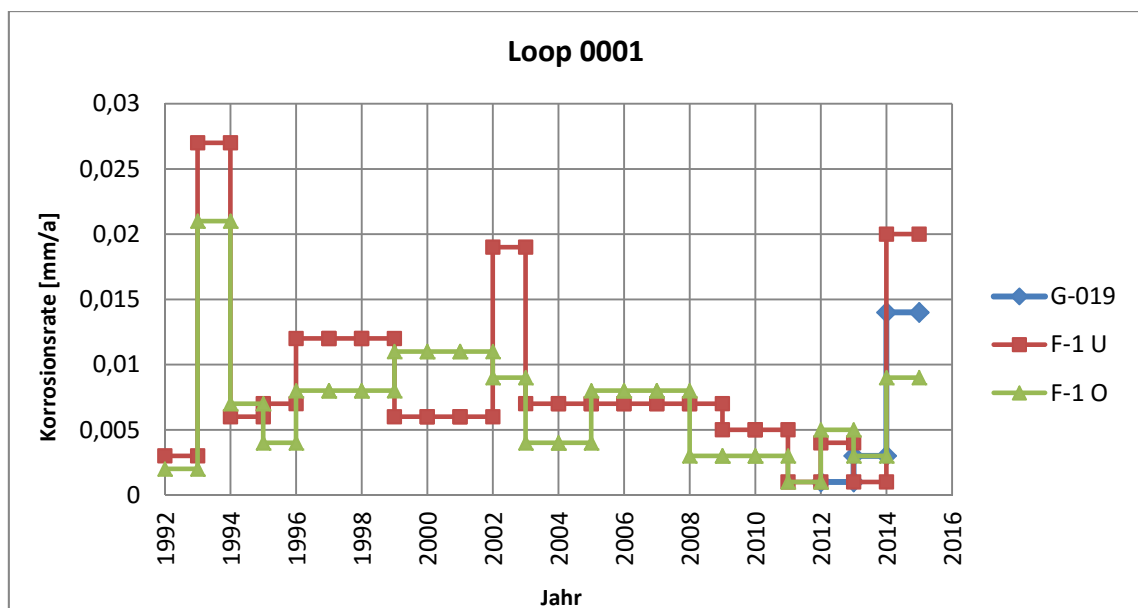


Abbildung 17: Korrosionsraten für Loop 0001

Die Messpunkte für den Loop 0003 zeigen über den längsten Zeitraum eine Korrosionsrate von etwa  $5\text{-}10\mu\text{m/a}$  (Abbildung 18). Auch hier kann für die Messungen ab 2009 eine sehr geringe Korrosionsrate erkannt werden, die weit unter der Grenze von  $5\mu\text{m/a}$  liegt.



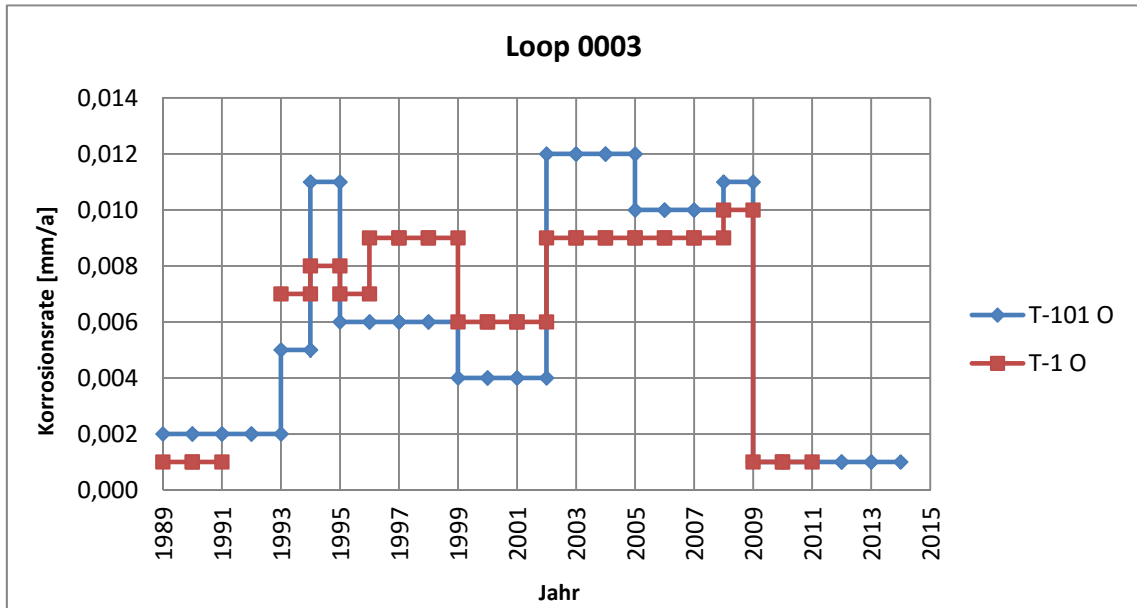


Abbildung 18: Korrosionsraten für Loop 0003

Für den Loop 2002 (Abbildung 19) ist gut ersichtlich, dass sich der Bereich der Korrosionsraten über einen sehr breiten Bereich erstreckt, wodurch nur schlecht Aussagen getroffen werden können. Allerdings ist auch in diesem Loop wieder deutlich erkennbar, dass die meisten Werte seit 2009 wieder unterhalb der Grenze von 5 µm/a liegen.

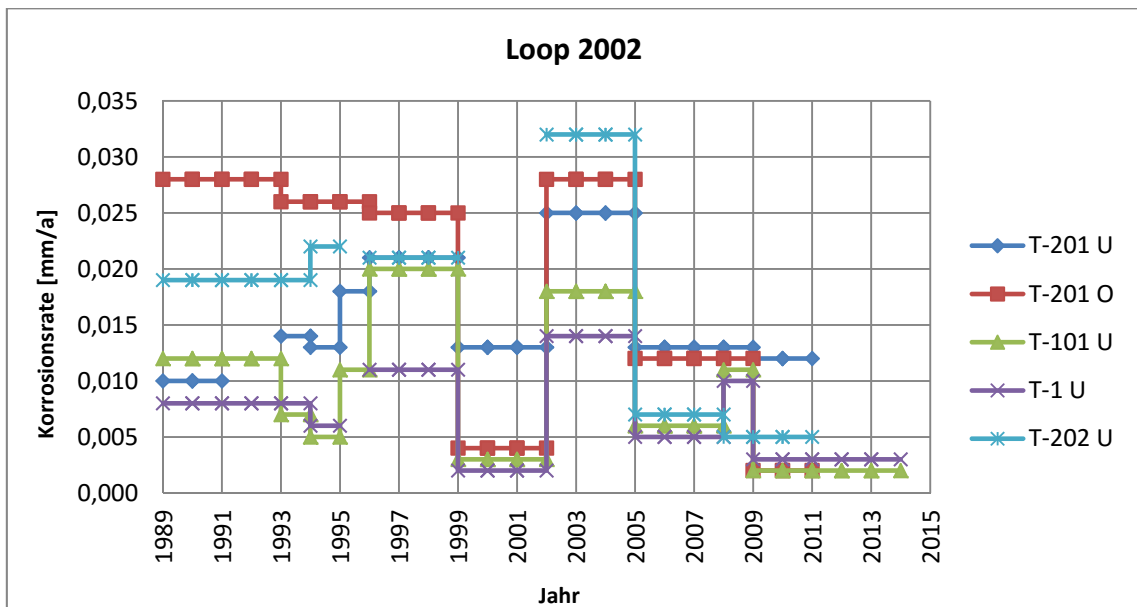


Abbildung 19: Korrosionsraten für Loop 2002

Die Raten für den Loop 2003 bzw. 5001 wurden nur bis ins Jahr 2005 gemessen. Bis dahin bewegten sich die Werte in einem relativ hohen Bereich – zwischen 10 und 25 µm/a (Abbildung 20).

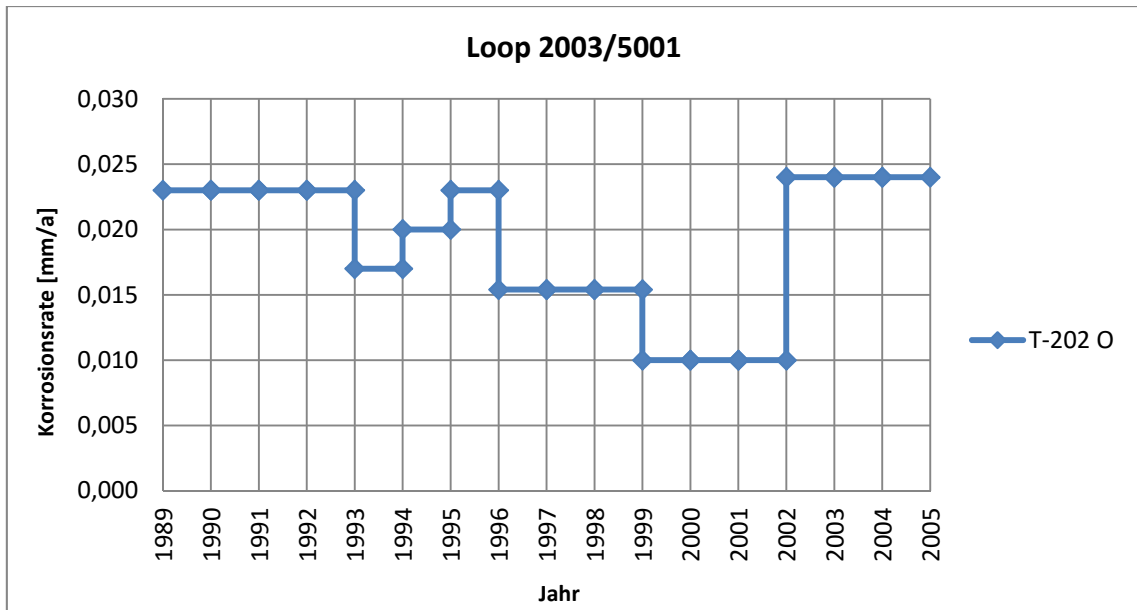


Abbildung 20: Korrosionsraten für Loop 2003/5001

Für den Loop 2005 liegt, abgesehen von den anfangs sehr hohen Werten, die Korrosionsrate etwa zwischen 5 und 20  $\mu\text{m/a}$  (Abbildung 21). Erneut zeichnet sich eine seit dem Jahr 2009 sehr geringe Korrosionsrate von  $\leq 5 \mu\text{m/a}$  ab.

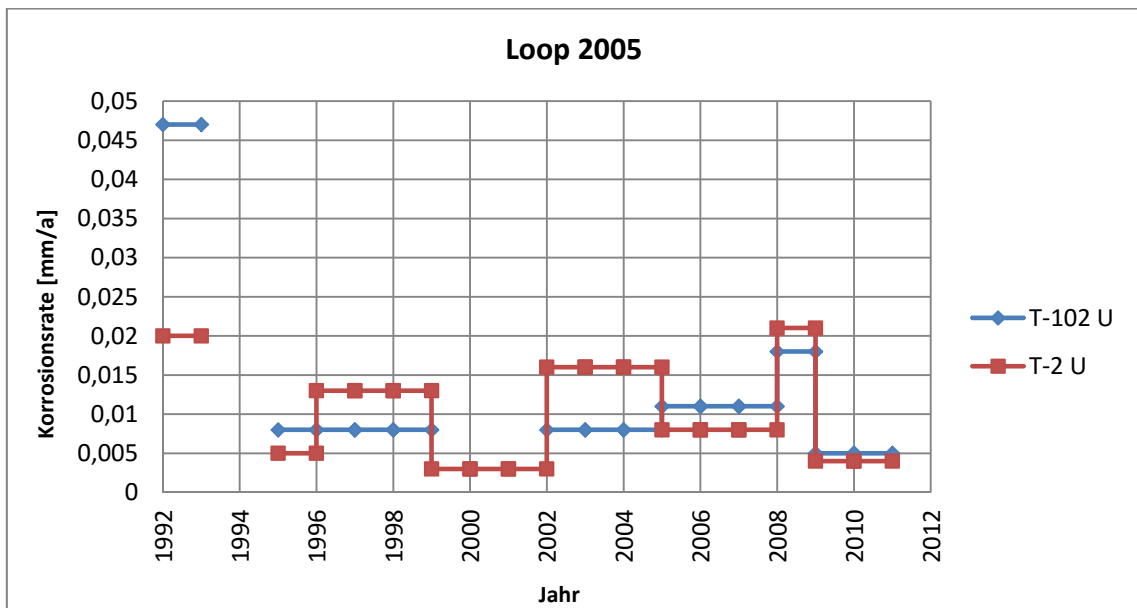


Abbildung 21: Korrosionsraten für Loop 2005

Der Loop 2006 zeigt in etwa dieselbe Entwicklung der Korrosionsrate wie der Loop 2005. Die Korrosionsraten liegen während des größten Zeitraums zwischen 5 und 20  $\mu\text{m/a}$  und seit 2009 wurden nur Werte unterhalb der 5  $\mu\text{m/a}$ -Grenze gemessen (Abbildung 22).

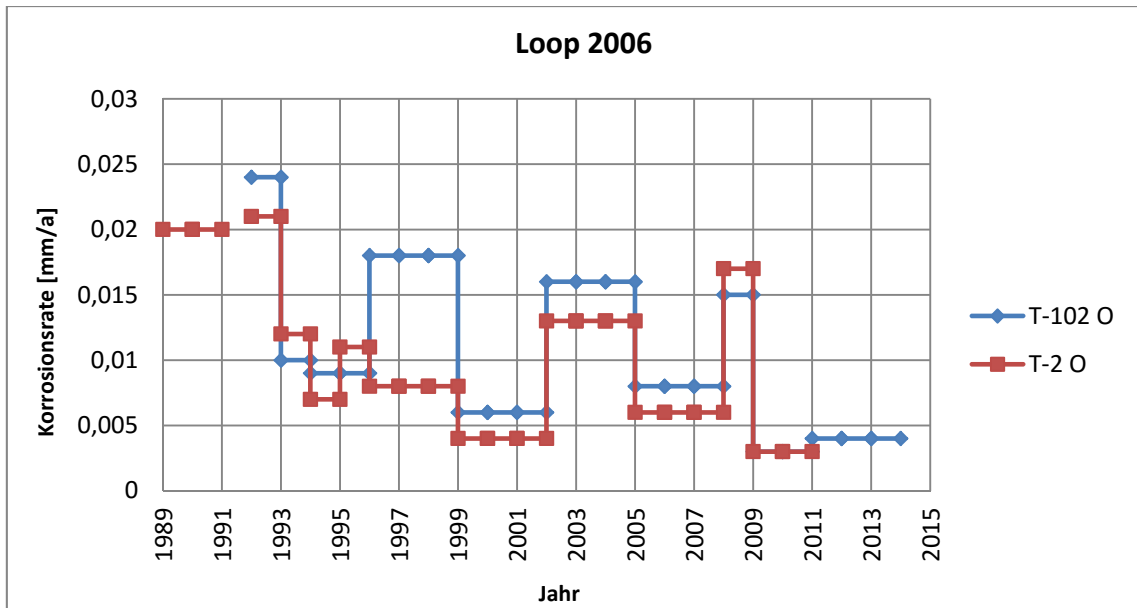


Abbildung 22: Korrosionsraten für Loop 2006

### 9.2.2 Vergleich der Korrosivität in den Behälter

Die Korrosionsraten für den Behälter F-1 (der erste Filterseparator – direkt am Gaseingang – siehe Abbildung 23) lassen eine höhere Korrosionsrate im unteren Bereich des Behälters (F-1 U) im Vergleich zu dem oberen Bereich (F-1 O) erkennen.

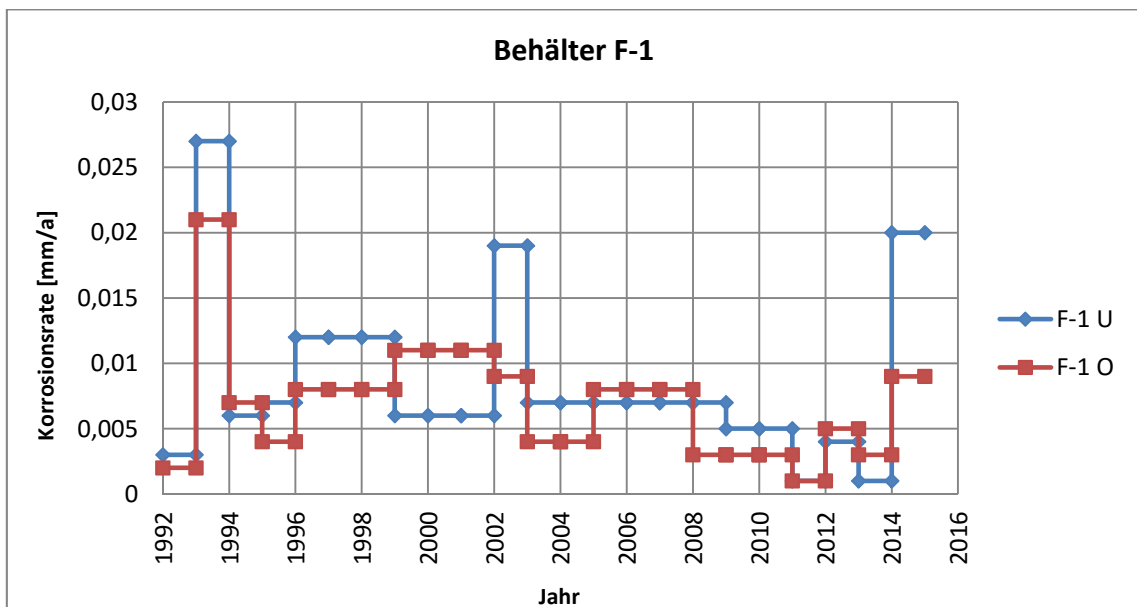


Abbildung 23: Korrosionsraten für Behälter F-1

Da sich im unteren Bereich die abgetrennte flüssige Phase befindet (Ligroin mit geringen Anteilen an Sauer gasen), und der obere Bereich des Behälters vorwiegend nur mit der Gasphase in Berührung kommt, kann dies auf die hohen Wasserkonzentrationen zurückgeführt werden. Bestätigt wird dies durch einen Eintrag in der TÜV-Bescheinigung des Behälters, wonach das Sumpfröhr im unteren Bereich des Behälters bereits getauscht werden musste, während der

obere Bereich nach wie vor funktionsfähig ist. Der Graph zeigt auch, abgesehen von einzelnen Werten, einen Korrosionsratenbereich von etwa 5 – 15 µm pro Jahr. Zwischen 2009 und 2014 konnte die Korrosion auf 5 µm/a und darunter gesenkt werden.

Behälter T-201 ist die erste Kolonne der Gasaufbereitung durch Amine. Die Werte in Abbildung 24 erstrecken sich über einen sehr weiten Bereich (5 – 30µm/a) und lassen somit keine Einschätzung zu.

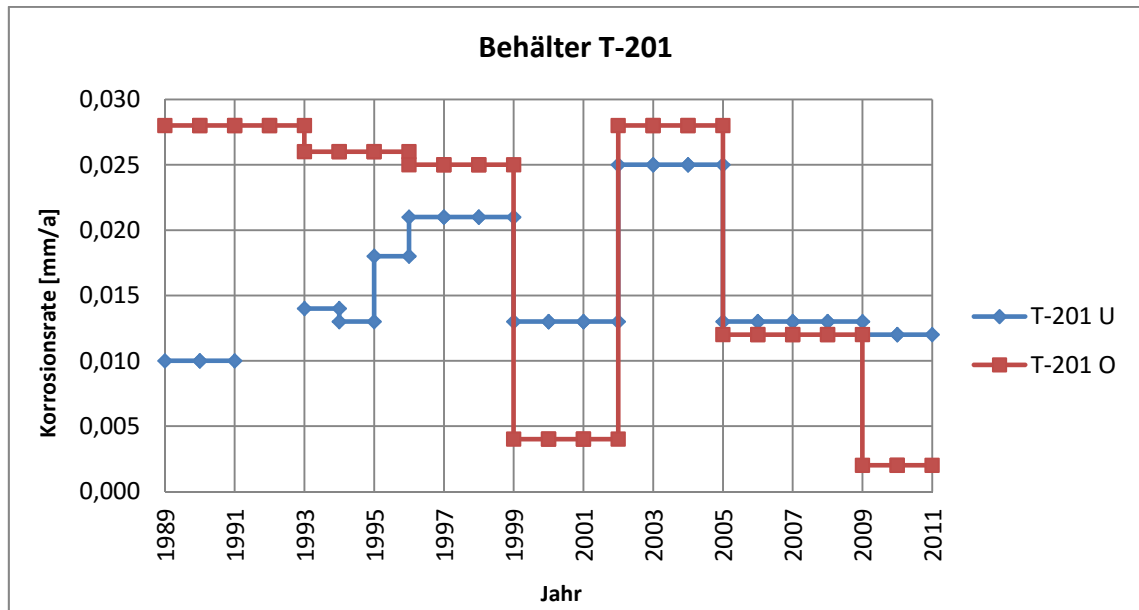


Abbildung 24: Korrosionsraten für Behälter T-201

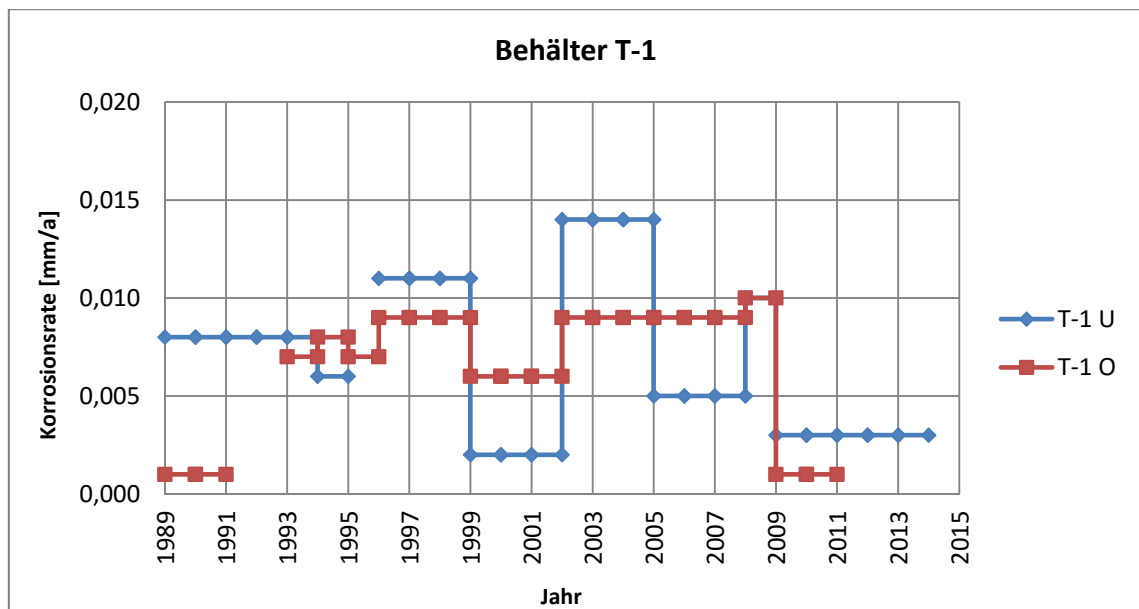


Abbildung 25: Korrosionsraten für Behälter T-1

Die beiden Behälter T-1 und T-101 sind die zweite Stufe der Aminwäsche und laufen im Betrieb parallel. Es kann für beide Behälter in etwa die gleiche Entwicklung bezüglich der Korrosion erkannt werden (siehe Abbildung 25 und Abbildung 26). Sie weisen beide über die

längste Zeit eine Korrosionsrate von 5 – 15 µm/a auf. Auch die sehr gute Entwicklung seit dem Jahr 2009 ist klar ersichtlich. Seitdem liegt die Korrosionsrate in beiden Behältern unter 4 µm/a. Verglichen mit den Werten von Behälter T-201 fällt sofort auf, dass die Korrosionsraten bei der 1. Stufe der Aminwäsche (T-201) deutlich höher liegen. Der Grund: höhere Belastung durch Sauer gasen bei der ersten Stufe der Aminwäsche.

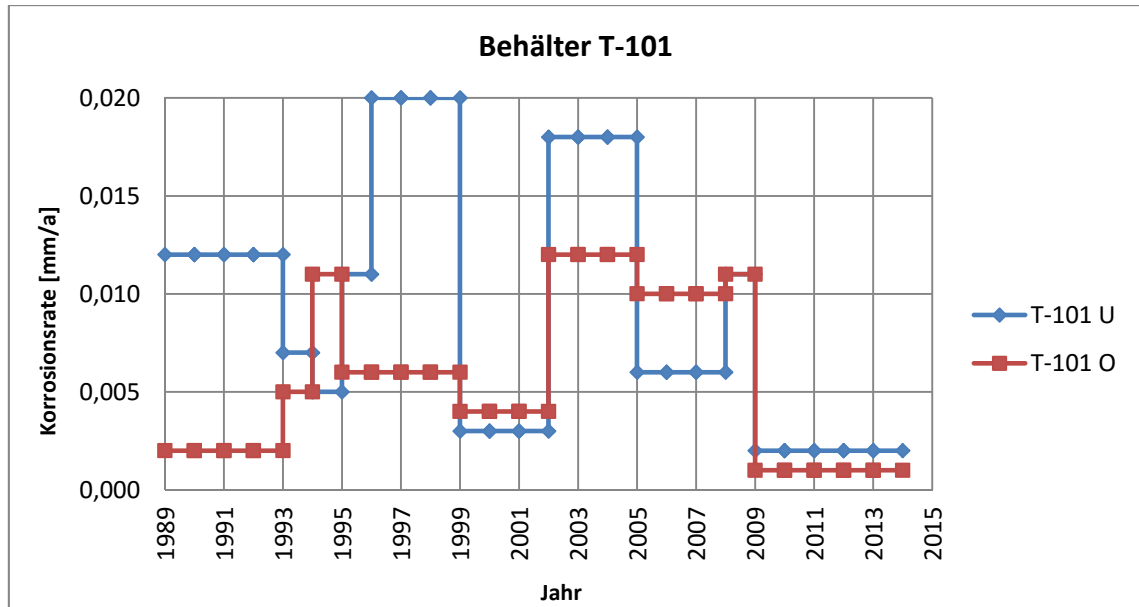


Abbildung 26: Korrosionsraten für Behälter T-101

Der Behälter T-202 ist die erste Kolonne der Aminregeneration. Die Korrosionsraten liegen meist zwischen 15 – 25 µm/a (Abbildung 27). Im Jahr 2005 wurde für den unteren Bereich des Behälters ein starker Rückgang in der Korrosionsrate verzeichnet, seit 2008 liegen die Werte in diesem Bereich an der 5 µm/a-Grenze. Seit 2005 wurden für den oberen Bereich der Kolonne jedoch keine Werte mehr aufgezeichnet.

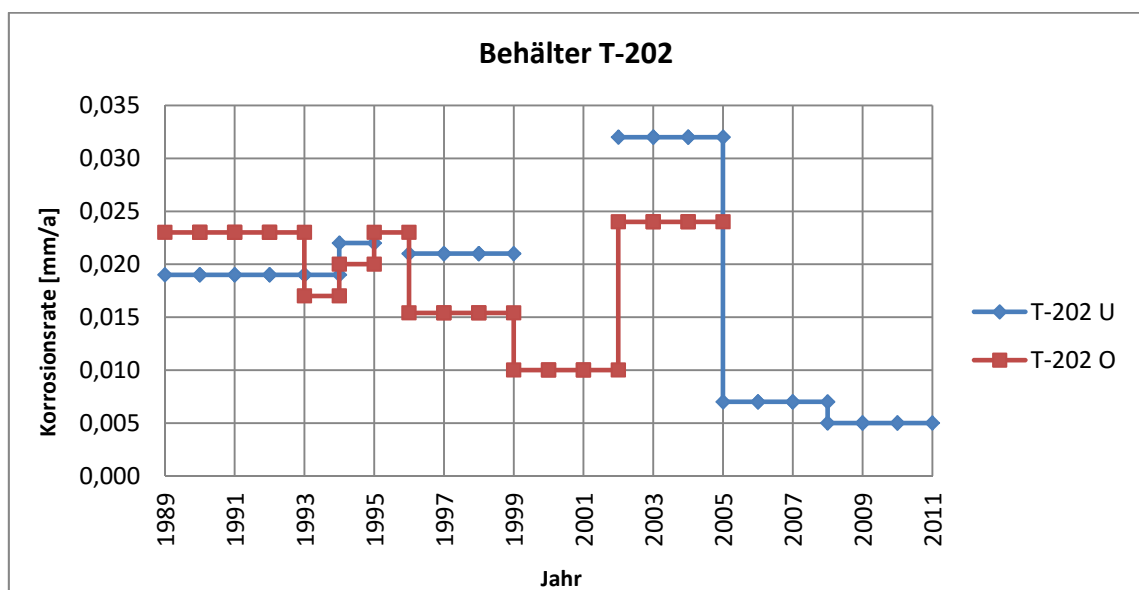


Abbildung 27: Korrosionsraten für Behälter T-202

Die beiden Behälter T-102 und T-2 sind die zweite Stufe der Aminregeneration. Die beiden Kolonnen laufen im Betrieb parallel und sollten somit theoretisch dieselben Korrosionswerte aufweisen. Tatsächlich weisen beide Behälter über weite Bereiche zwischen 5 – 20 µm/a (Abbildung 28 und Abbildung 29) auf. Seit dem Jahr 2009 liegen auch hier wieder die Korrosionsraten unter 5 µm/a. Für den Behälter T-2 wurden jedoch seit 2011 keine neuen Daten mehr erhoben, genauso wie für den unteren Bereich von Behälter T-102 (Messpunkt T-102 U).

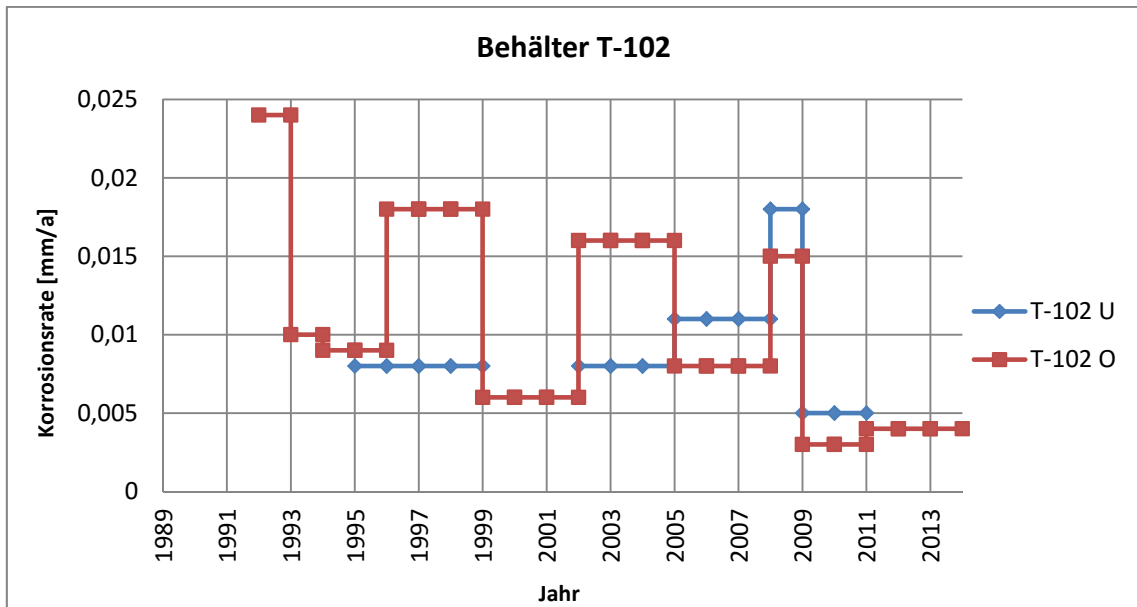


Abbildung 28: Korrosionsraten für Behälter T-102

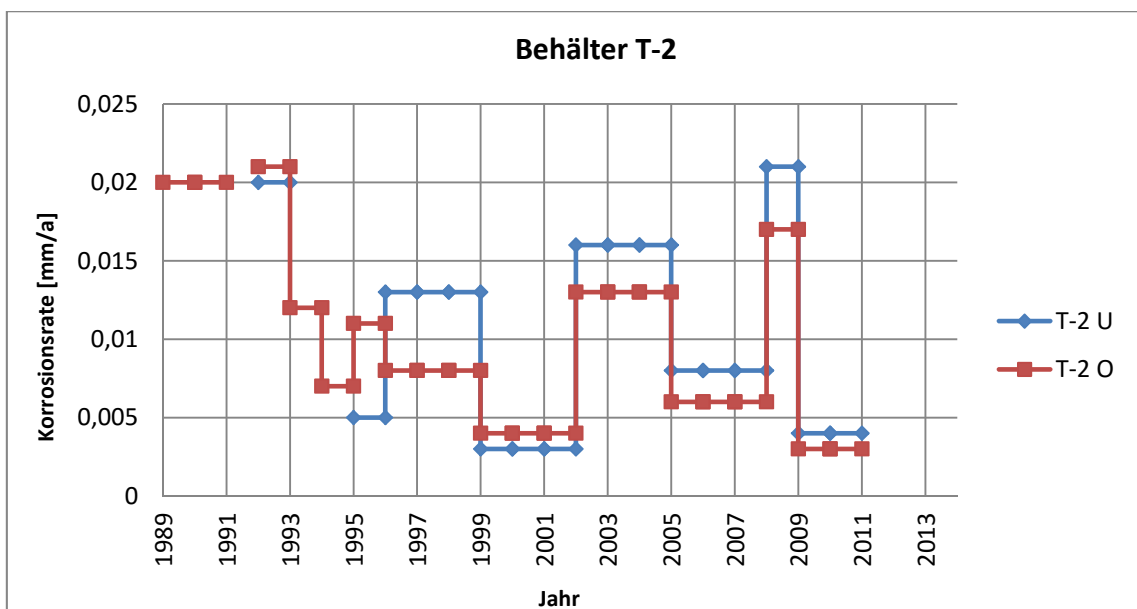


Abbildung 29: Korrosionsraten für Behälter T-2

Beim direkten Vergleich der ersten und der zweiten Regenerationsstufe, wird deutlich, dass die Korrosion in der ersten Stufe der Regeneration etwas höher als in der zweiten Stufe ist:

- Erste Stufe – T-202: 15 – 25 µm/a

- Zweite Stufe – T-102 und T-2: 5 – 20  $\mu\text{m/a}$

Diese höhere Korrosionsrate ist wieder auf die erhöhte Konzentration von Sauer gasen in der ersten Stufe der Aminregeneration zurückzuführen.

### 9.3 Durchschnittliche Korrosionsraten

Ungeachtet der Genauigkeit dieser Werte bezüglich der tatsächlichen Korrosion in den jeweiligen Bereichen, erlauben die durchschnittlichen Korrosionsraten eine gewisse Klassifizierung. Die über den gesamten Zeitraum der Korrosionsratenmessung ermittelten Korrosionsraten ergeben sich, gereiht nach der Abtragsrate, zu:

Tabelle 8: Durchschnittliche Korrosionsraten

Nummer	Loop	Gemittelte Korrosionsrate [mm/a]
T-201 O	2002	0,019
T-202 O	2003/5001	0,019
T-202 U	2002	0,017
T-201 U	2002	0,016
T-102 U	2005	0,012
T-102 O	2006	0,010
T-2 U	2005	0,010
T-2 O	2006	0,010
T-101 U	2002	0,009
F-1 U	0001	0,008
T-1 U	2002	0,007
F-1 O	0001	0,007
T-1 O	0003	0,007
G-019	0001	0,006
T-101 O	0003	0,006

Die erste Stufe der Aminwäsche als auch die erste Stufe der Aminregeneration liegen hier an erster Stelle. Die oberen Bereiche dieser Behälter weisen eine höhere Korrosionsrate auf als die unteren Bereiche. Da im unteren Bereich dieser Behälter eine höhere Konzentration an MDEA vorliegt, kann dieser Unterschied in der leicht inhibierenden Wirkung des Amins begründet werden.

Anschließend folgen die Behälter T-2 sowie T-102, die beide eine ähnliche Korrosionsrate aufweisen. Die Ähnlichkeit liegt darin begründet, dass beiden Behälter parallel als 2. Stufe der Aminregeneration betrieben werden. Dass in der zweiten Stufe der Regeneration eine höhere Korrosionsrate ersichtlich ist als in der zweiten Stufe der Aminwäsche (T-1 und T-101), lässt sich auf die höhere Temperatur in diesem Bereich zurückführen.

In den relevanten Anlagenbereichen, die mittels Software berechnet werden konnten, sind keine Messkupons angebracht. Somit lassen sich die gewonnenen Ergebnisse nicht mit den theoretisch errechneten Werten in Verbindung bringen, da diese keine gemeinsame Schnittmenge bilden. Trotzdem ist es ersichtlich, dass die mittels Software errechneten Werte weit über den tatsächlichen gemessenen Korrosionsraten liegen und somit nicht einmal annähernd Auskunft über die Korrosion in der Anlage geben.

#### **9.4 Hindernisse bei der Korrosionsmessung**

Im Zuge dieser Diplomarbeit konnten mehrere Probleme bei der Ermittlung der Korrosionsraten evaluiert werden. Aufgrund zum Teil schlecht gekennzeichnete und anschließend vertauschter Kupons, konnten einige Messungen nicht den Messstellen zugeordnet werden. Dadurch ergeben sich in den Diagrammen immer wieder Bereiche ohne Werte (Lücken). In diesen Bereichen wurde die Überwachung der Korrosion also nicht absichtlich ausgesetzt, sondern es konnten die Werte aufgrund arbeitstechnischer Probleme nicht zugeordnet werden.

Zudem wurde es teilweise versäumt, die ausgebauten Kupons an das Labor zurück zu schicken, wodurch die Auswertung der Korrosionsraten erst zu einem erheblich späteren Zeitpunkt (oft erst Monate später) erfolgen konnte. Auf Grund der stark unterschiedlichen Korrosionseinflüsse an Luft wurden somit die Ergebnisse maßgebend verfälscht und spiegeln nicht mehr die tatsächlichen Korrosionsraten in den entsprechenden Anlagenbereichen wider.

Diese Hindernisse in der Aufbereitung der Messungen stellen ein wesentliches Problem in der Korrosionsüberwachung dar. Mit eindeutig geregelten Arbeitsabläufen sowie qualifiziertem Personal könnte man diesem Problem entgegenwirken. Außerdem sollte ein Augenmerk auf die Personalfluktuations gelegt werden, um einen häufigen Wechsel des zuständigen Personals zu verhindern oder dem damit verbundenen Know-how Verlust durch geeignete Schulungsmaßnahmen entgegenzuwirken.

#### **9.5 Neudefinierung der Messpositionen**

Aufgrund ungünstiger Positionierung der Messpunkte zur Korrosionsmessung werden im Zuge dieser Arbeit die Einbaupositionen der Korrosionskupons neu definiert. Die Kupons wurden häufig in unmittelbarer Nähe von Mannlöchern in den Behältern angebracht, ungeachtet dessen, dass diese Position nicht den, aus korrosionstechnischer Sicht schlimmsten Bereich in dem



jeweiligen Behälter entspricht. Generell wäre es künftig von Vorteil, wenn die Kupons direkt an den Ausgangsleitungen der Behälter oder in Rohrleitungen positioniert werden, um einerseits eine aussagekräftige Messung zu erhalten und andererseits einen einfacheren Zugang zu den Messstellen zu gewährleisten. So können die Korrosionsdaten unabhängig von den Inspektionsintervallen des jeweiligen Anlagenabschnitts durchgeführt werden.

Folgende Messpunkte wurden für den Hauptstrom festgelegt (siehe Abbildung 30):

- Am Gaseingang direkt vor dem ersten Filterseparator (Loop 0001): Dieser Punkt wurde gewählt um die Korrosion in der Leitung zur Gasaufbereitung kontrollieren zu können. Dieser Kupon existiert bereits und muss somit nicht neu eingeplant werden.
- Am Ausgang der ersten Stufe der Aminwäsche (Loop 0003): In diesem Bereich wird mit relativ niedrigen  $\text{H}_2\text{S}$ - und  $\text{CO}_2$ -Werten gerechnet, allerdings ist das Gas durch die Aminwäsche mit einem relativ hohen Anteil an  $\text{H}_2\text{O}$  beladen, wodurch eine leichte Korrosion zu erwarten ist. Dieser Messpunkt soll den Zustand im oberen Bereich der ersten Stufe der Aminwäsche widerspiegeln.
- Im Bereich des Ausgangs der zweiten Stufe der Aminwäsche (Loop 0004): In diesem Bereich sollte kein  $\text{CO}_2$  oder  $\text{H}_2\text{S}$  mehr im Gas enthalten sein. Allerdings ist die Beladung durch  $\text{H}_2\text{O}$  sehr hoch. Mit dieser Messung soll die Korrosion im oberen Bereich der zweiten Stufe der Aminwäsche dargestellt werden.
- Direkt nach dem Wärmetauscher (Loop 0004): Aufgrund des rapiden Temperaturabfalls muss in diesem Bereich mit kondensiertem Wasser gerechnet werden.
- Nach der Glykoltrocknung (Loop 0005): Ab der Glykoltrocknung ist das Gas trocken und enthält somit kein  $\text{H}_2\text{O}$  mehr. Korrosion kann hier nur auf Grund von kondensiertem Glykol entstehen, das zu sehr geringem Maße durch die Trocknung im Methan enthalten ist.

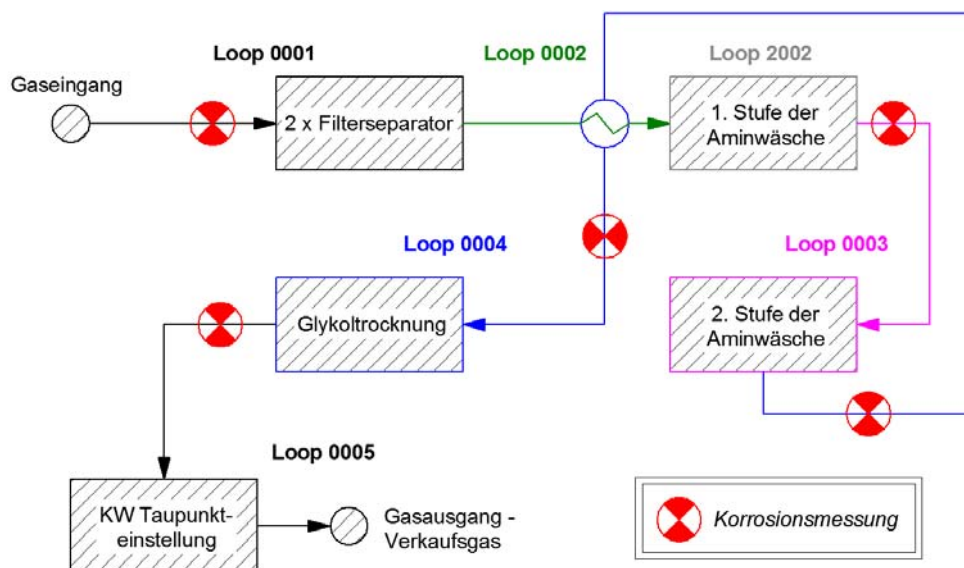


Abbildung 30: Korrosionsmesspunkte Hauptstrom



einen ähnlichen Korrosionsverlauf darlegen (siehe Abbildung 25 & Abbildung 26, sowie Abbildung 28 & Abbildung 29). Somit wird im Bereich der Rohrbündelung der parallel laufenden Kolonnen jeweils ein Messpunkt für den oberen Bereich und ein Messpunkt für den unteren Bereich festgelegt, wodurch in Summe vier Messstellen eingespart werden können.

Die Messpunkte für die Korrosion im Glykolkreislauf wurden wie folgt festgelegt (siehe Abbildung 32):

- Nach der Glykoltrocknung (Loop 0004): Das feuchte Glykol kann in diesem Bereich zu geringer Korrosion führen.
- Direkt nach der Kühlung des destillierten Wassers am Wasserdampf-Ausgang der TEG-Regenerierung (Loop 3003): Hier sollte neben geringen Mengen an CO<sub>2</sub> und Methan primär nur H<sub>2</sub>O anfallen. Allerdings können auch durch die thermische Belastung in der TEG-Regeneration organische Säuren in diesem Bereich anfallen. Direkt nach der Kühlung ist die Korrosionswahrscheinlichkeit aufgrund von Kondensation am höchsten.
- Nach der TEG-Regeneration (Loop 3002): In diesem Bereich der Glykoltrocknung sollte nur TEG mit geringen Anteilen an Wasser vorhanden sein. Wegen thermischer Zersetzung können hier jedoch auch organische Säuren vorhanden sein, die eine mögliche Korrosion beschleunigen.

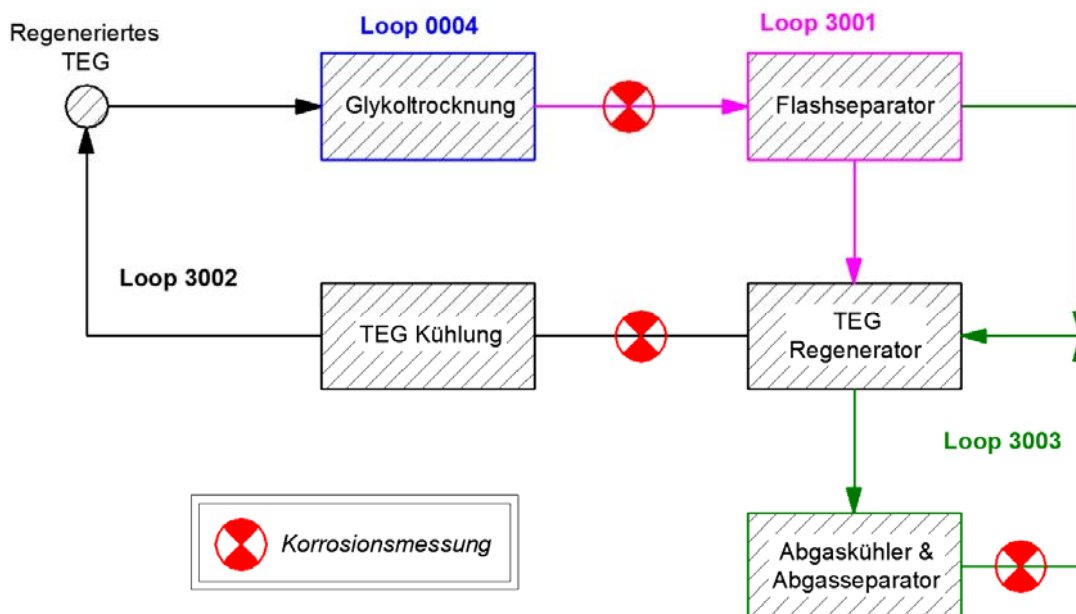


Abbildung 32: Korrosionsmesspunkte Glykolkreislauf

## 10 Alternative Messmethoden

Auf Grund der zuvor erläuterten Probleme sollten in Hinblick auf eine korrekte Korrosionsüberwachung ein Wechsel der Messmethode hin zu wartungsärmeren Methoden in Betracht gezogen werden. Dabei bieten sich unter anderem die folgenden Messmethoden an:

- Elektrische Widerstandsmessungen (ER-Probes)
- Wanddickenmessungen durch Sensoren (Ultraschallmessungen)

Bei der elektrischen Widerstandsmessung wird die Korrosionsrate über die Änderung des elektrischen Widerstands einer Probe gemessen. Anhand der Gleichung für einen elektrischen Leiter:

$$R = \frac{\rho \cdot L}{A} \quad (10.1)$$

(bei der  $\rho$  der spezifische Widerstand, L die Länge des Leiters und A der Leiterquerschnitt ist) kann durch einen Materialabtrag aufgrund eines korrosiven Angriffs des Metalls eine Widerstandsänderung beobachtet werden.

Bei der Wanddickenmessung werden im Gegensatz dazu in einem fix definierten Raster mehrere Sensoren an dem zu messenden Behälter fixiert, um auch bei ungleichmäßigem Korrosionsabtrag verlässliche Daten zu erhalten. Diese Sensoren können jederzeit den aktuellen Korrosionsfortschritt ermitteln.

Beide Methoden können über ein Online-System mit einem Netzwerk verbunden werden und sind somit auch aus der Ferne zu überwachen.

Zu bedenken ist jedoch, dass diese Systeme nur für einen wandabtragenden Schadensmechanismus zur Anwendung kommen. Mögliche Gefährdungen durch Korrosion mit mechanischer Belastung können auch mit diesen Methoden nicht evaluiert werden.

## 11 Fazit

Zielsetzung dieser Arbeit war es, die zu erwartenden Schädigungsmechanismen innerhalb einer Gasaufbereitungsanlage zu identifizieren und den jeweiligen Bereichen zuzuordnen.

Daten aus den Prüfdokumenten des TÜV, Stoffdatenbanken einer Umsatzberechnung der Anlage sowie gemessene Korrosionsraten dienten als Ausgangspunkt für die Erstellung und Zuordnung der Schädigungsmechanismen. Anhand einer genauen korrosionstechnischen Beschreibung der Anlage konnten problematische Bereiche aufgezeigt werden. Die Zuteilung der Schädigungsmechanismen zu den verschiedenen Teilbereichen der Anlage liefert den notwendigen korrosionstechnischen Input um die Datenerfassung für die risikobasierte Inspektion abzuschließen. Zudem wurden für den Amin- und den Glykolkreislauf weitere wesentliche korrosionstechnische Einflussfaktoren identifiziert, die zukünftig Beachtung finden sollten.

Aufgrund der gewonnenen Erkenntnisse konnten die Positionen zur Messung des Korrosionsfortschritts der Anlage neu gesetzt werden. Bereiche, in denen keine Überwachung notwendig ist, werden nun weniger detailliert überwacht, als Abschnitte in denen eine höhere Korrosionsgefahr besteht. Damit werden zum einen die entstehenden Kosten gesenkt und zum anderen die Qualität der Korrosionsüberwachung gesteigert.

Die Berechnung der Korrosionsraten mittels Software lassen sich in der Praxis nicht verifizieren. Die errechneten Korrosionsraten unterscheiden sich von den gemessenen um das 10 bis 100-fache und lassen somit höchstens eine gewisse Klassifizierung von mehreren Anlagenbereichen zu. Die Berechnungen konnten zudem nur auf einen sehr kleinen Bereich der Anlage angewandt werden, wodurch die Verwendung dieser softwaregestützten Bewertung des Korrosionsrisikos im Rahmen dieser Aufgabenstellung als unbrauchbar erscheint.

Außerdem konnte die Korrosionsratenmessung mittels Kupons optimiert, sowie alternative Methoden zur Überwachung des Korrosionsfortschritts vorgeschlagen werden. Genau jenen Alternativen in der Korrosionsmessung sollte zukünftig mehr Beachtung geschenkt werden. Es wäre sinnvoll, anstatt der Korrosionsmessung durch Kupons, eine modernere Überwachung der Anlage zu etablieren, um einerseits präzisere Ergebnisse zu erzielen und andererseits zeitlich flexibel Korrosionsdaten zu erhalten. So sollten weitere Untersuchungen durchgeführt werden, um die für diese Anlage am besten geeignete Methode zu integrieren.

Zusätzlich sollten künftig in regelmäßigen Abständen eine genaue chemische Analyse des Amin- als auch des Glykolkreislaufs durchgeführt werden, um die Verunreinigung der Ströme durch Degradierungsprodukte und möglicher anderer Substanzen zu kontrollieren.

Generell gilt der Wechsel von der herkömmlichen Anlageninspektion mittels fixen Inspektionsintervallen hin zu einer risikobasierten Anlageninspektion aufgrund des hohen

Einsparungspotentials als wegweisend. Zusätzlich wird damit dem Thema Korrosion mehr Aufmerksamkeit geschenkt, was in weiterer Folge durch vernünftig gewählte Betriebsparameter zu einer längeren Lebensdauer der Anlage führen kann. Das Wissen über die möglichen Schädigungsmechanismen in den verschiedenen Anlagenbereichen trägt ferner zu einer Erhöhung der Sicherheit in der Gasaufbereitungsanlage bei.

## Quellen

- [1] G.H. Koch, et.al., Cost of Corrosion and Prevention Strategies in the United States, Report FHWA-RD-01-156, U.S. Federal Highway Administration, 2001
- [2] R. Tems, A. Al-Zahrani, Cost of Corrosion in Gas Sweetening and Fractionation Plants, Paper No. 06444, Corrosion/2006, Houston, TX, NACE International, 2006
- [3] R. J. Patel, Risk Based Inspection, Qatargas Operating Company Limited, Middle East Nondestructive Testing Conference & Exhibition, 2005
- [4] Heat and Material Balance Sheet – Aderklaa I – 20151118, OMV-internes Dokument
- [5] ÖVGW G 31, Erdgas in Österreich – Gasbeschaffenheit, Österreichische Vereinigung für Gas- und Wasserfach, 2001
- [6] Gas Conditioning and Processing, Volume 4: Gas Treating and Liquid Sweetening, Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma, 1998
- [7] DIN EN ISO 8044, Korrosion von Metallen und Legierungen – Grundbegriffe, (ISO 8044:2015)
- [8] API Recommended Practice 571, Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry, First Edition, December 2003
- [9] G. Lange, Systematische Beurteilung technischer Schadensfälle, WILEY-VCH, 2009
- [10] P. Linhardt, Vorlesungsunterlagen – VO Korrosion (308.131), TU Wien, Version 11/2013
- [11] E. Wendler-Kalsch, H. Gräfen, Korrosionsschadenkunde, Springer-Verlag, 1998
- [12] W. Allertshammer, Vorlesungsunterlagen – VO Korrosion (308.131), TU Wien, 11/2006 – 10/2012
- [13] Richtlinie für Anforderungen an Un- und Niedriglegierte Stähle im Sauer gas ein satz, OMV-internes Dokument, 2010
- [14] M.B. Ker mani, L.M. Smith, The Mechanism of CO<sub>2</sub> Corrosion, in: A.D. Mercer (Ed.), A Working Party Report on CO<sub>2</sub> Corrosion Control in Oil and Gas Production: Design Considerations (EFC 23), The Institute of Materials, London, 1997
- [15] E. Dayalan, G. Vani, J.R. Shadley, S.A. Shirazi, E.F. Rybicki, Modeling CO<sub>2</sub> Corrosion of Carbon Steels in Pipe Flow, in: Corrosion 95, NACE, Houston, TX, 1995: paper 118
- [16] D. Engels, Einflußgrößen der Lokalkorrosion von Stahl in CO<sub>2</sub>-haltigen Medien, Dissertation, RWTH Aachen, 1986

- [17] Y. Sun, S. Netic, A Parametrix Study and Modeling on Localized CO<sub>2</sub> Corrosion in Horizontal Wet Gas Flow, in: Corrosion 2004, NACE, New Orleans, LA, 2004: paper 04380
- [18] H. Fang, B. Brown, M. Technology, High Salt Concentration effects on CO<sub>2</sub> Corrosion and H<sub>2</sub>S Corrosion, in: Corrosion 2010, NACE, San Antonio, TX, 2010: paper 10276
- [19] J. Han, J.W. Carey, J. Zhang, A Coupled Electrochemical – Geochemical Model of Corrosion for Mild Steel in High-Pressure CO<sub>2</sub>-Saline Enviroments, International Journal of Greenhouse Control 5, 2011
- [20] J. Han, J. Zhang, J.W. Carey, Effect of Bicarbonate on Corrosion of Carbon Steel in CO<sub>2</sub> Saturated Brines, International Journal of Greenhouse Gas Control 5, 2011
- [21] H. Leth-Olsen, CO<sub>2</sub> Corrosion of Steel in Formate Brines for Well Applications, in: Corrosion 2004, NACE, New Orleans, LA, 2004: paper 04357
- [22] E. Kunze, Korrosion und Korrosionsschutz, Wiley-VCH Verlag, Weinheim, Deutschland, 2001
- [23] R. Baboian, et. Al., NACE Corrosion Engineer's Reference Book, 3<sup>rd</sup> ed., Houston, TX, NACE International, 2002
- [24] Persönliches Gespräch mit P. Linhardt, TU Wien, 21.01.2016
- [25] Mahdi Nouri, Gas Sweetening (Amin System), Internal Procedure, SAZEH Consultants, 2005
- [26] Mahdi Nouri, Interaction of Process Design, Operating Conditions and Corrosion in Amine Systems, NACE Conference Paper No. 07398, 2007
- [27] H. Lee Craig et al., Corrosion Control in the Refining Industry Course, Chapter 12 – Amine Treating, Houston, TX; NACE International, 2004
- [28] Engineering Data Book, 11<sup>th</sup> Edition, Gas Processors Association, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 1998
- [29] A. L. Kohl and R. B. Nielsen, Gas Purification, 5<sup>th</sup> Edition, Gulf Publishing, Houston, TX, 1997
- [30] R. N. Maddox and D. J. Morgan, Gas Conditioning and Processing, 4<sup>th</sup> Edition, Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma, 1998
- [31] G. Astarita, D. W. Savage and A. Bisio, Gas Treating with Chemical Solvents, John Wiley & Sons, NY, 1983
- [32] J. N. Campbell, Gas Conditioning and Processing, Volume II, 3<sup>rd</sup> Edition, Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma, 1979



- [33] R. N. Maddox, Gas and Liquid Sweetening, 2<sup>nd</sup> Edition, Campbell petroleum series, Norman, Oklahoma, 1977
- [34] M. S. DuPart, T. R. Bacon and D. J. Edwards, Understanding Corrosion in Alkanolamine Gas Treating Plants, Part 1, Hydrocarbon Processing, May 1993
- [35] J. T. Titz, N. A. Torsten Katz, and R. Wagner, Corrosion in Amine Solutions Used For Acid Gas Removal, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 2003
- [36] P. C. Rooney, M. S. DuPart, Corrosion in Alkanolamine Plants: Causes and Minimization, CORROSION/2000, Paper No. 494, Houston, TX; NACE International, 2000
- [37] T. Murata et al., Evaluation of H<sub>2</sub>S Containing Environments From The View Point of OCTG and Line Pipe for Sour Gas Applications, Paper No. OTC 3507, 11<sup>th</sup> Annual OTC, 1979, Houston, Texas.
- [38] C. de Waard and U. Lotz, Prediction of CO<sub>2</sub> Corrosion of Carbon Steel, Paper 69, CORROSION/93, Houston, TX; NACE International, 1993
- [39] H. R. Froning, and J. H. Jones, Corrosion of Mild Steel in Aqueous Monoethanolamine, Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 50, No. 12, December 1953
- [40] A. J. MacNab, R. S. Treseder, Materials Requirements For a Gas Treating Process, Materials Performance, Vol. 10, No. 1, 1971
- [41] F. S. Lang, J. F. Mason, Corrosion in Amine Gas Treating Solutions, Corrosion, Vol. 14, No. 2, February 1958
- [42] F. C. Riesenfeld, and C. L. Blohm, Corrosion Problems in Gas Purification Units Employing MEA Solutions, Pet. ReL, Vol. 29, No. 4, 1950
- [43] F. C. Riesenfeld, and C. L. Blohm, Corrosion in Amine Gas Treating Plants, Pet. Ref., Vol. 30, No. 2., 1951
- [44] F. C. Riesenfeld, and C. L. Blohm, Corrosion Resistance of Alloys in Amine Gas Treating Systems, Pet. Ref., Vol. 30, October 1951
- [45] API Recommended Practice 945, Avoiding Environmental Cracking in Amine Units, 2<sup>nd</sup> Edition, October 1997
- [46] Rupert Wagner, Bill Judd, Elmo Nasato, and Michael Huffmaster, Fundamentals – Gas Sweetening, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 2006

- [47] Alfred E. Keller and Nate Hatcher, Busting a Myth- Analyzing the Effectiveness of Lean Amine / Sour Gas Differential Temperature Control, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 2006
- [48] Patrick E. Holub, Mike Sheilan, Fundamentals of Gas Sweetening, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 2000
- [49] Mike Sheilan and Egbert van Hoorn, Private Communications, and Reference Manual of Amine Experts Inc. Seminar, Dubai, July 2005
- [50] Vishal V. Lagad, Michael S. Cayard, Sridhar Srinivasan, Prediction and Assessment of Amine corrosion under simulated refinery conditions, Paper No. 10183, CORROSION/2010, Houston, TX, NACE International, 2010
- [51] Connors, J. S., Aqueous-Amine Acid-Removal Process Needn't Be Corrosive, Oil & Gas Journal, March 1958
- [52] D. Ballard, How to Operate an Amine Plant, Hydrocarbon Processing, Vol. 45, No. 4, 1966
- [53] J.C. Dingman, D. Allen, and T.F. Moore, Minimize Corrosion in MEA Units, Hydrocarbon Processing, Vol. 45, No. 9, 1966
- [54] R.F. Smith, and M. Younger, Tips on DEA Treating, Hydrocarbon Processing, July 1972
- [55] Ben Spooner, Mike Sheilan, David Street, and Egbert van Hoorn, Iron Sulphides – Friend or Foe?, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 2006
- [56] Jim Critchfield et al., Solubility of Hydrocarbons in Aqueous Solutions of Gas Treating Amines, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 2001
- [57] Arthur L. Curnmings, Fred C. Veatch, Alfred E. Keller, Corrosion and Corrosion Control Methods in Amine Systems Containing H<sub>2</sub>S, Paper No. 341, CORROSION/97, Houston, TX, NACE International, 1997
- [58] T. R. Bacon, Amine Solution Quality Control Through Design, Operation and Correction, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 1987
- [59] P. C. Rooney, M. S. DuPart, T. R. Bacon, Effect of Heat Stable Salts on Solution Corrosivity of MDEA-Based Alkanolamine Plants. Part II, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 1996

- [60] P. C. Rooney, M. S. DuPart, T. R. Bacon, Effect of Heat Stable Salts on Solution Corrosivity of MDEA-Based Alkanolamine Plants. Part III, Presented at the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 1997
- [61] B. Spooner, M. Sheilan, Iron sulphides – effect on amine plants, Hydrocarbon Processing, Amine Experts Inc. Calgary, Alberta, Canada, March 2010
- [62] J. G. McCullough, R. B. Nielsen, Contamination and Purification of Alkaline Gas Treating Solutions, Paper No. 396, CORROSION/96, Houston, TX; NACE International, 1996
- [63] P. C. Rooney, M. S. DuPart, T. R. Bacon, K.D. Willbanks, Effect of Chlorides on Solution Corrosivity of Methyldiethanolamine (MDEA) Solutions, Paper No. 345, CORROSION/97, Houston, TX; NACE International, 1997
- [64] Roundtable Discussion During 45<sup>th</sup> Annual Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma, March 1996
- [65] M. Netusil, P. Ditzl, Natural Gas Dehydration, Chapter 1, Intech, <http://dx.doi.org/10.5772/45802>, 2012
- [66] P. Gandhidasan, Parametric Analysis of Natural Gas Dehydration by Triethylene Glycol Solution, Energy Sources 25: 189-201, 2003
- [67] J.M. Campbell, Gas Conditioning and Processing – Volume 2: The Equipment Modules, John M. Campbell and Company, Norman, Oklahoma, USA
- [68] M. Madera, Industrielle Glykolkreisläufe, Zersetzungsreaktionen, Korrosionsinhibierung und Aufbereitungsmethoden, Dissertation, TU Wien, 2003
- [69] M. Madera, W. Höflinger, R. Kadnar, An Update to Analytical Procedures for Quality Control of Triethylen Glycol in Natural Gas Dehydration
- [70] A.M. Sherik, A.L. Lewis, A.H. Rasheed, A.A. Jabran, Effect of Triethylen Glycol on Corrosion of Carbon Steel in H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> and O<sub>2</sub> Environments, Paper No. 10188, CORROSION/2010, Houston, TX, NACE International, 2010
- [71] E. Gulbrandsen, J.-H. Morard, Why Does Glycol inhibit CO<sub>2</sub> Corrosion?, Paper No. 221, CORROSION/98, Houston, TX, NACE International, 2010

## Anhang

1. Zuteilung der Schädigungsmechanismen für die gesamte Gasaufbereitungsanlage Aderklaa I (Seite G)
2. Beschreibung einzelner Loops bezüglich Zustandsgrößen und verwendeter Materialien (Seite H ff.)

LOOP	Temp [°C]	Druck [bar]	Hauptbestandteile	Material	TL 26 Sulfidierung	NT 18 Schädigung durch feuchtes H2S	TL 8 CO2-Korrosion	TL 25 Korrosion durch Sauerwasser	TL 1 Aminkorrosion	NT 6 SPRK durch Chloride	NT 18 SPRK durch H2S	NT 5 SPRK durch Laugen	TL 12 Rauchgasströmen	NT 13 Schädigung von Auskleidungen	TL 10 Korrosion unter Isolierung	? Taupunktkorrosion	TL 24 Korrosion im Erdboden	? Korrosion durch feuchten Schwefel	NT 3 Sprdbbruch	? Glykolkorrosion	TL 27 Schwefelsäurekorrosion	? Zeitstandsschädigungen
0001	15,0	71,0	CH4, CO2, H2S	CS		X	X				X											
0002	31,6	69,5	CH4, CO2, H2S, N2	CS		X	X				X				X							
0003	54,5	69,3	CH4, CO2	CS		X	X				X				X							
0004	41,9	68,7	CH4, CO2	CS		X	(X)				X				X							
0005	23,8	67,3	CH4, CO2	CS		X	(X)				X				X							
0101	23,8	67,3	Methanol	SS																		
0110	-15,0	1,9	Propan	CS, SS															?			
0111	40,0	12,7	Propan	CS, SS																		
0201	-11,2	65,8	C6+, CH4, CO2	CS, SS			(X)								X							
0210	20,0	7,0	Ligrolin	CS, SS		X					X				X							
0301	28,8	1,5	CO2, H2S, H2O	-																		
0302	92,5,0	1,0	N2, CO2, H2O, O2	CS, SS											X						X	
0303	240,6	1,0	N2, CO2, H2O, O2	CS, SS											X							
0601	20,7	7,0	Sauerwasser	CS		X					X				X							
0700	18,9	1,0	N2, O2, H2O	CS, SS																		
0800	20,8	65,5	CH4, CO2	-																		
2001	88,8	1,9	H2O, MDEA	CS, SS		X				X												
2002	54,3	72,0	H2O, MDEA, CO2	CS		X	X				X				X							
2003	59,8	8,1	H2O, MDEA, CO2	CS, SS		X				X	X				X							
2005	120,6	1,9	H2O, MDEA	CS		X				X					X							
2006	109,1	1,7	H2O, CO2, H2S	CS		X					X				X							
2007	20,7	1,7	H2O	SS							X											
3001	22,7	67,4	TEG, H2O, CH4	CS, SS						X					X					X		
3002	80,4	1,1	TEG, H2O	CS, SS						X					X					X		
3003	16,9	1,1	H2O, CH4, CO2, C6+	CS, SS						X					X					X		
5001	59,5	8,0	CO2, H2S, H2O, CH4	CS, SS		X	X			X	X				X	X						
5003	28,8	1,5	CO2, H2S, H2O	CS, SS		X				X	X				X							
5004	40,6	1,3	CO2, N2, H2O, CH4	CS		X				X	X				X	X						
6001	329,4	1,4	N2, CO2, H2O, H2S, SO2	CS, SS		X				X	X				X						X	X
6002	150,6	1,4	N2, H2O, CO2	-																		
6003	155,6	1,5	S	CS, SS		X																
6004	137,8	1,0	N2, H2O, O2	-																		
7001	53,3	1,5	H2O, Flexisorb, CO2, H2S	CS		X				X	X				X							
7002	99,5	1,5	H2O, Flexisorb, CO2, H2S	CS, SS		X				X	X				X							
7003	119,8	1,5	H2O, Flexisorb	CS, SS		X				X	X				X							
7004	73,3	1,5	H2O, Flexisorb	CS		X				X	X				X							
8001	331,7	1,3	N2, H2O, CO2, H2S	CS, SS		X				X	X				X							
8002	157,2	1,3	N2, H2O, CO2, H2S	CS		X				X	X				X							
8003	40,0	1,5	H2O	CS, SS		X				X	X				X							
8004	26,3	1,3	N2, CO2, H2O, H2S	CS		X				X	X				X							

(X) = lt. Black & Veatch Berechnung über 1 bar Partialdruck CO2 und somit Schädigung durch CO2-Korrosion

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0001	15,0	71,0	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	CS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:		7,2334 bar			
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:		1,1429 bar			
Wassergehalt:		0,018 Vol%			
Chloride:		-			
ECS:		JA			
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
F-1	Filterseparator	1.0566	1.0425	1.0571	-
F-2	Filterseparator	1.0565	1.0565	1.0571	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0002	31,6	69,5	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, N <sub>2</sub>	CS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:		7,0775 bar			
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:		1,1182 bar			
Wassergehalt:		0,018 Vol%			
Chloride:		-			
ECS:		JA			
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
E-106A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-106B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-6A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-6B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0003	54,5	69,3	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub>	CS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:		3,0019 bar			
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:		0,0904 bar			
Wassergehalt:		0,304 Vol%			
Chloride:		-			
ECS:		JA			
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-231	Sauer gasbehälter	1.0566	-	1.0571	-
D-232	Sauer gasbehälter	1.0566	-	1.0571	-
T-1	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-
T 101	MDEA / TEG Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0004	41,9	68,7	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub>	CS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:		0,0000 bar			
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:		0,0001 bar			
Wassergehalt:		0,169 Vol%			
Chloride:		-			
ECS:		JA			
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
E-106A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E 106B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-6A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E 6B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
T-1	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-
T-101	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0005	23,8	67,3	CH4, CO2	CS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0001 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	0,002 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECE5:</b>	JA				
<b>Behälternummer</b>	<b>Benennung</b>	<b>Mantel</b>	<b>Werkstoffe</b>	<b>Flansch</b>	<b>Info</b>
			<b>Inserts</b>		
D-601	Kaltabscheider	1.0566		1.0566	
E-600	Wärmetauscher	1.0566	-	1.0566	-
E-601	Verdampfer	1.0566	1.0451 (Rohre)	1.0566	-
T-1	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-
T-101	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0101	23,8	67,3	Methanol	SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	0,000 Vol%				
<b>Chloride:</b>	0				
<b>ECE5:</b>	Nein				
<b>Behälternummer</b>	<b>Benennung</b>	<b>Mantel</b>	<b>Werkstoffe</b>	<b>Flansch</b>	<b>Info</b>
			<b>Inserts</b>		
D-602	Methanol Storage Tank	1.4571/1.4301*	-	1.4571	*Mantel innen/außen

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0110	-15,0	1,9	Propan	CS, SS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	0,000 Vol%				
<b>Chloride:</b>	0				
<b>ECE5:</b>	NEIN				
<b>Behälternummer</b>	<b>Benennung</b>	<b>Mantel</b>	<b>Werkstoffe</b>	<b>Flansch</b>	<b>Info</b>
			<b>Inserts</b>		
E-601	Verdampfer	1.0566	1.0451 (Rohre)	1.0566	-
E-604	Ölrückführ Wärmetauscher	1.4571	1.4571	1.4571	-
D-604A	Ölabscheider	-	-	-	keine Werte vorhanden
D-604B	Ölabscheider	-	-	-	keine Werte vorhanden

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0111	40,0	12,7	Propan	CS, SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	0,000 Vol%				
<b>Chloride:</b>	0				
<b>ECE5:</b>	NEIN				
<b>Behälternummer</b>	<b>Benennung</b>	<b>Mantel</b>	<b>Werkstoffe</b>	<b>Flansch</b>	<b>Info</b>
			<b>Inserts</b>		
E-601	Verdampfer	1.0566	1.0451 (Rohre)	1.0566	-
E-602	Rohröndel	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-604	Ölrückführ Wärmetauscher	1.4571	1.4571	1.4571	-
D-605	Propansammler	1.0425	1.0345	1.0460	-
D-606	Filtertrockner*	1.0305/1.0425	-	1.0305	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0201	-11,2	65,8	C6+, CH4, CO2	CS, SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	0,000 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECES:</b>	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-103	3-Phasenabscheider	1.0425	-	1.0565	-
D-601	Kaltabscheider	1.0566	-	1.0566	-
E-603	Kondensatvorwärmer	Stahl	1.4541 (Rohre)	0.6025	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0210	20,0	7,0	Ligroin	CS, SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	? bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0070 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	? Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECES:</b>	?				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-105	3 Phasenseparator	1.0425	-	1.0432	Innen Beschichtet
D-10A	Fackelfußseparator	1.0425	-	-	Innen Beschichtet
D-6A	Ligrointank	1.0037	-	1.0432	-
D-6C	Ligrointank	1.4571	-	1.4571	-
F-1	Filterseparator	1.0566	1.0425	1.0571	-
F-102	Ligroinfilter	1.0345	1.0114	1.0432	-
F-2	Filterseparator	1.0565	1.0565	1.0571	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0301	28,8	1,5	CO2, H2S, H2O	-	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,8074 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,7100 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	1,398 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECES:</b>	-				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
<b>Keine Behälter in diesem Loop!</b>					

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0302	925,0	1,0	N2, CO2, H2O, O2	CS, SS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,3325 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	11,178 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECES:</b>	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
B-302	Abhitzekeessel	1.0425	-	1.0432	-
IN-301	Incinerator	1.0425	-	1.0460	-
SP-307	Incinerator Burner	-	1.4841/1.4832	1.0460/1.0432	-



LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0303	240,6	1,0	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub>	CS, SS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,3196 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0000 bar				
Wassergehalt:	11,178 Vol%				
Chloride:	-				
ECE5:	JA				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
ST-301	Schornstein	CS/1.4401*	-	-	*aus Kohlenstoffstahl gefertigt, außer letzter Meter -> Rostfreier Stahl 316

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0601	20,7	7,0	Sauerwasser	CS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	? bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0070 bar				
Wassergehalt:	? Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	?				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
D-10	Fackelseperator	1.0425	1.0345	1.0432 & 1.0425	-
D-104	Abgasseperator				keine Daten vorhanden!
T-1	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-
T-101	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0700	18,9	1,0	N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O	CS, SS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0000 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0000 bar				
Wassergehalt:	1,582 Vol%				
Chloride:	-				
ECE5:	NEIN				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
SP-302	Tailgas Burner	1.0425/1.0460	1.4762	-	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
0800	20,8	65,5	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub>	-	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	1,2910 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0001 bar				
Wassergehalt:	0,002 Vol%				
Chloride:	-				
ECE5:	JA				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
<b>Kein Behälter im Loop 0800</b>					

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
2001	88,8	1,9	H2O, MDEA	CS, SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0001 bar	<b>MDEA-Gehalt: 34,5 weight%</b>			
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0001 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	92,549 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECES:</b>	NEIN				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
E-101-1	Luftkühler	1.0451 (Rohre)	-	1.0565 & 1.7218	-
E 101 2	Luftkühler	1.0451 (Rohre)	-	1.0565 & 1.7218	-
F-201	MDEA activated carbon filter	1.0565	1.4404	1.0565	-
F-202	carbon bed afterfilter	1.4571	1.4571	1.4571	-
F-6C	MDEA Filter	1.4571	-	1.4571	-
D 1	Lean MDEA Storage Tank	CS*	CS*	CS*	*lt. Bespr. Hr. Pachner
D-1A	MDEA Storage Tank ??	CS*	CS*	CS*	*lt. Bespr. Hr. Pachner
D-6B	MDEA Puffer	CS*	CS*	CS*	*lt. Bespr. Hr. Pachner

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
2002	54,3	72,0	H2O, MDEA, CO2	CS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	2,0139 bar	<b>MDEA-Gehalt: 30,4 weight%</b>			
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,3444 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	90,177 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECES:</b>	JA				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
D-203	Semilean MDEA Surge Tank	- / 1.0565/1.0425	- / 1.0038	- / 1.0432/1.0460	-
D-231	Sauer gasbehälter	1.0566	-	1.0571	-
E-102A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-102B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E 102C	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-201C	Luftkühler	??	??	??	* unvollständige Doku
E-201D	Luftkühler	??	??	??	* unvollständige Doku
E-201G	Luftkühler	??	??	??	* unvollständige Doku
E-201H	Luftkühler	??	??	??	* unvollständige Doku
E-2A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-2B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-2C	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
SP / SEP-01	Steam Vane- Separator	1.0566	-	1.0432	-
T-1	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-
T-101	MDEA - / TEG - Contactor	1.0354	1.0038	1.0460	-
T-102	Regenerierkolonne	1.0426	-	1.0460	-
T-2	Regenerierkolonne	1.0426	1.0038	1.0402	-
T-201	MDEA Contactor	-	-	1.0345	-
T-202	MDEA Regenerator	-	1.0425	1.0425 / 1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
2003	59,8	8,1	H2O, MDEA, CO2	CS, SS	flüssig & gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,3224 bar	<b>MDEA-Gehalt: 29,6 weight%</b>			
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0620 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	88,736 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECES:</b>	JA				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
D-202	MDEA Flash Drum	1.0425	1.0425	1.0308 / 1.0425	-
D-232	Sauer gasbehälter	1.0566	-	1.0571	-
F 100	MDEA Filter	1.1101	-	1.0482	-
T-202	MDEA Regenerator	-	1.0425	1.0425 / 1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
2005	120,6	1,9	H <sub>2</sub> O, MDEA	CS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0001 bar	MDEA-Gehalt: 34,5 weight%			
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0001 bar				
Wassergehalt:	92,549 Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	NEIN				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
E-102A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-102B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-102C	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-2A	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-2B	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
E-2C	Wärmetauscher	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0460	-
T-102	Regenerierkolonne	1.0426		1.0461	-
T-2	Regenerierkolonne	1.0426	1.0038	1.0402	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
2006	109,1	1,7	H <sub>2</sub> O, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	CS	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,3437 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0660 bar				
Wassergehalt:	76,286 Vol%				
Chloride:	-				
ECE5:	JA				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
E-103	Kettleverdampfer	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0425	-
E-3	Kettleverdampfer	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0425	-
T-102	Regenerierkolonne	1.0426		1.0460	-
T-2	Regenerierkolonne	1.0426	1.0038	1.0402	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
2007	20,7	1,7	H <sub>2</sub> O	SS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0014 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0008 bar				
Wassergehalt:	99,844 Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	NEIN				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
D-207	Reflux Abscheider	1.4571	-	1.4571	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
3001	22,7	67,4	TEG, H <sub>2</sub> O, CH <sub>4</sub>	CS, SS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,4905 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0000 bar				
Wassergehalt:	19,018 Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	JA				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
D-103	3-Phasenabscheider	1.0425		1.0565	-
F-103	Glykolfilter	1.0451		1.0565	-
T-103	Wärmetauscher	1.0425		1.0565	-
T-103 - Kopf	WT-Sch ange im Kopfcondensator	1.4571	1.4571	1.4571	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
3002	80,4	1,1	TEG, H2O	CS, SS	flüssig
CO2-Partialdruck:	0,0002 bar				
H2S-Partialdruck:	0,0000 bar				
Wassergehalt:	6,696 Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	NEIN				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
E-5	TEG Kühler	1.1101		1.0566	
T-103	Wärmetauscher	1.0425		1.0565	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
3003	16,9	1,1	H2O, CH4, CO2, C6+	CS, SS	flüssig & gasförmig
CO2-Partialdruck:	0,0397 bar				
H2S-Partialdruck:	0,0000 bar				
Wassergehalt:	84,203 Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	NEIN				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-103	3-Phasenabscheider	1.0425		1.0565	-
D-104	Abgasabscheider				-
E-104	Exhaustgas-Cooler				-
T-103	Wärmetauscher	1.0425		1.0565	-
T-103 - Kopf	WT-Schlinge im Kopf Kondensator	1.4571	1.4571	1.4571	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
5001	59,5	8,0	CO2, H2S, H2O, CH4	CS, SS	gasförmig
CO2-Partialdruck:	5,7184 bar				
H2S-Partialdruck:	1,0930 bar				
Wassergehalt:	10,920 Vol%				
Chloride:					
ECE5:	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-202	MDEA Flash Drum	1.0425	1.0425	1.0308 / 1.0425	-
D-203	Semilean MDEA Surge Tank	- / 1.0565/1.0425	- / 1.0038	- / 1.0432/1.0460	-
D-207	Reflux Abscheider	1.4571	-	1.4571	-
E-205-1	Luftkühler	1.0345 (Rohre)	-	?	-
E-205-2	Luftkühler	1.0345 (Rohre)	-	?	-
T-202	MDEA Regenerator		1.0425	1.0425 / 1.0432	

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
5003	28,8	1,5	CO2, H2S, H2O	CS, SS	gasförmig
CO2-Partialdruck:	0,8074 bar				
H2S-Partialdruck:	0,7100 bar				
Wassergehalt:	1,398 Vol%				
Chloride:	-				
ECE5:	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-301	Sauergasabscheider	1.0425		1.0432	-
E-303	Amin Reboiler	1.0425	1.4571 (Rohre)	1.0432	-
T-303	Aminregenerator	1.0425 / 1.4571	1.0425	1.0432	

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
5004	40,6	1,3	CO2, N2, H2O, CH4	CS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,8733 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0002 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	5,711 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECES:</b>	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
T-301	Sauergas Absorber	1.0425	1.0425	1.0432	-
T-302	Tailgas Absorber	1.0425	1.0425	1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
6001	329,4	1,4	N2, CO2, H2O, H2S, SO2	CS, SS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,3599 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0327 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	24,305 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECES:</b>	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
B-301	Clausabhitzeessel	1.0565	-	1.0345	-
E-305	Schwefelkondensator	1.0425 / 1.0460	-	1.0345	-
E-306	Vorwärmer Reaktor 1	1.0425 / 1.0460 / 1.5415	-	1.0345	-
E-307	Schwefelkondensator	1.0425 / 1.0460	-	1.0345	-
E-308	Vorwärmer Reaktor 2	1.0425 / 1.0460 / 1.5415	-	1.0345	-
E-309	Schwefelkondensator	1.0425 / 1.0460	-	1.0345	-
H-301	Clausbrennkammer	1.0566	1.0566	1.0345	-
R-301	1. Clausreaktor	1.5415	-	1.0345 / 1.0432	Innen ausgemauert
R-302	2. Clausreaktor	1.5415	-	1.0345 / 1.0432	Innen ausgemauert
SP-301	Sour Gas Burner	1.4541	1.4541	1.4541	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
6002	150,6	1,4	N2, H2O, CO2	-	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,3622 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0120 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	26,420 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECES:</b>	JA				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
<b>Keine Behälter in diesem Loop!</b>					

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
6003	155,6	1,5	S	CS, SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0000 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	> 0,0001 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	0,000 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECES:</b>	NEIN				
<b>Werkstoffe</b>					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
SP-304	Sulphur Seal Pot	1.0425/1.0460	1.0345	1.0460/1.0432	-
SP-305	Sulphur Seal Pot	1.0425/1.0460	1.0345	1.0460/1.0432	-
SP-306	Sulphur Seal Pot	1.0425/1.0460	1.0345	1.0460/1.0432	-
TK-301	Sulphur Tank	1.0425	1.4571/1.0037*	1.4572/1.0425*	*beheizt /nicht beheizt

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
6004	137,8	1,0	N <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub>	-	gasförmig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0000 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0066 bar				
Wassergehalt:	26,557 Vol%				
Chloride:	-				
ECE5:	NEIN				
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
<b>Kein Behälter in diesem Loop!</b>					

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
7001	53,3	1,5	H <sub>2</sub> O, Flexsorb, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	CS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0251 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0227 bar				
Wassergehalt:	90,794 Vol%				
Chloride:	?				
ECE5:	NEIN				
			<b>Flexsob-Konzentration: 35,5 Weight%</b>		
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
T-301	Sauergas Absorber	1.0425	1.0425	1.0432	-
T-302	Tailgas Absorber	1.0425	1.0425	1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
7002	99,5	1,5	H <sub>2</sub> O, Flexsorb, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S	CS, SS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0080 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0075 bar				
Wassergehalt:	90,7900 Vol%				
Chloride:	??				
ECE5:	??				
			<b>Flexsob-Konzentration: 35,5 Weight%</b>		
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
E-301A	Lean-Rich-Refluxexchanger	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	*Mantelraum/Rohrraum
E-301B	Lean-Rich-Refluxexchanger	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	*Mantelraum/Rohrraum
T-303	Aminregenerator	1.0425 / 1.4571	1.0425	1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
7003	119,8	1,5	H <sub>2</sub> O, Flexsorb	CS, SS	flüssig
CO <sub>2</sub> -Partialdruck:	0,0002 bar				
H <sub>2</sub> S-Partialdruck:	0,0008 bar				
Wassergehalt:	93,700 Vol%				
Chloride:	??				
ECE5:	??				
			<b>Flexsob-Konzentration: 37,3 Weight%</b>		
Behälternummer	Benennung	Mantel	Werkstoffe Inserts	Flansch	Info
E-301A	Lean-Rich-Refluxexchanger	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	*Mantelraum/Rohrraum
E-301B	Lean-Rich-Refluxexchanger	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	*Mantelraum/Rohrraum
T-303	Aminregenerator	1.0425 / 1.4571	1.0425	1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
7004	73,3	1,5	H2O, Flexsorb	CS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0002 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0008 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	93,704 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECE5:</b>	NEIN				
			<b>Flexsorb-Konzentration: 37,3 Weight%</b>		
Werkstoffe					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
D-306	Amin Sloptank	1.0425	-	1.0432	-
D-307	Amintank	1.0425		1.0432	
E-304-1	Rohründel Aminkühlung	1.0345 (Rohre)	1.0425	1.0432	-
E-304-2	Rohründel Aminkühlung	1.0345 (Rohre)	1.0425	1.0432	-
E-304-3	Rohründel Aminkühlung	1.0345 (Rohre)	1.0425	1.0432	-
E-304-4	Rohründel Aminkühlung	1.0345 (Rohre)	1.0425	1.0432	-
E-304-5	Rohründel Aminkühlung	1.0345 (Rohre)	1.0425	1.0432	-
E-304-6	Rohründel Aminkühlung	1.0345 (Rohre)	1.0425	1.0432	-
F-301	Flexsorbfilter	1.0425	1.0345	1.0432	-
F-302	Flexsorbkohlefilter	1.0425	1.0345	1.0432	-
F-303	Flexsorbfilter	1.0425	1.0345	1.0432	-
F-306	Flexsorbfilter	1.0425	1.0345	1.0432	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
8001	331,7	1,3	N2, H2O, CO2, H2S	CS, SS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,3247 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0204 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	26,208 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECE5:</b>	JA				
Werkstoffe					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
H-302	Teilgas Heater	1.0565	-	1.0565	Innen ausgemauert
R-303	Teilgasreaktor	1.5415		1.0432	Innen ausgemauert

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
8002	157,2	1,3	N2, H2O, CO2, H2S	CS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,3124 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0196 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	26,208 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECE5:</b>	JA				
Werkstoffe					
Behälternummer	Benennung	Mantel	Inserts	Flansch	Info
E-310	Teilgas Abh'tzekessel	1.0425	1.0345 (Rohre)	1.0345	Innen ausgemauert
T-304	Teilgasquenckolonne	1.0425	-	1.0432	
T-305	Sauerwasserströper	1.0345* / 1.0566		1.0460* / 1.0571	

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
8003	40,0	1,5	H2O	CS, SS	flüssig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,0006 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0016 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	99,852 Vol%				
<b>Chloride:</b>	?				
<b>ECE5:</b>	NEIN				
<b>Behälternummer</b>	<b>Benennung</b>	<b>Mantel</b>	<b>Werkstoffe</b>	<b>Flansch</b>	<b>Info</b>
			<b>Inserts</b>		
D-301	Sauergasabscheider	1.0425		1.0432	
D-304	Gasabscheider	1.0426 / 1.0565	1.0426 / 1.0565	1.0432 / 1.0571	-
D-305	Sauerwassertank	1.0425	-	1.0432	-
E-302A	Refluxkühler	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	-
E-302B	Refluxkühler	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	-
E-311	Quenchwasserkühler	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	-
F-304	Quenchwasserfilter	1.4571	1.4571 (Rohre)	1.4571	-
F-307	Sauerwasserfilter	1.0425	1.0345	1.0432	-
T-304	Tailgasquenckolonne	1.0425	-	1.0432	-
T-305	Sauerwasserstripper	1.0345* / 1.0566	-	1.0460* / 1.0571	-

LOOP	Temp [°C]	Druck [bara]	Hauptbestandteile	Material	Aggregatzustand
8004	26,3	1,3	N2, CO2, H2O, H2S	CS	gasförmig
<b>CO2-Partialdruck:</b>	0,4054 bar				
<b>H2S-Partialdruck:</b>	0,0255 bar				
<b>Wassergehalt:</b>	2,718 Vol%				
<b>Chloride:</b>	-				
<b>ECE5:</b>	JA				
<b>Behälternummer</b>	<b>Benennung</b>	<b>Mantel</b>	<b>Werkstoffe</b>	<b>Flansch</b>	<b>Info</b>
			<b>Inserts</b>		
D-304	Gasabscheider	1.0426 / 1.0565	1.0426 / 1.0565	1.0432 / 1.0571	-