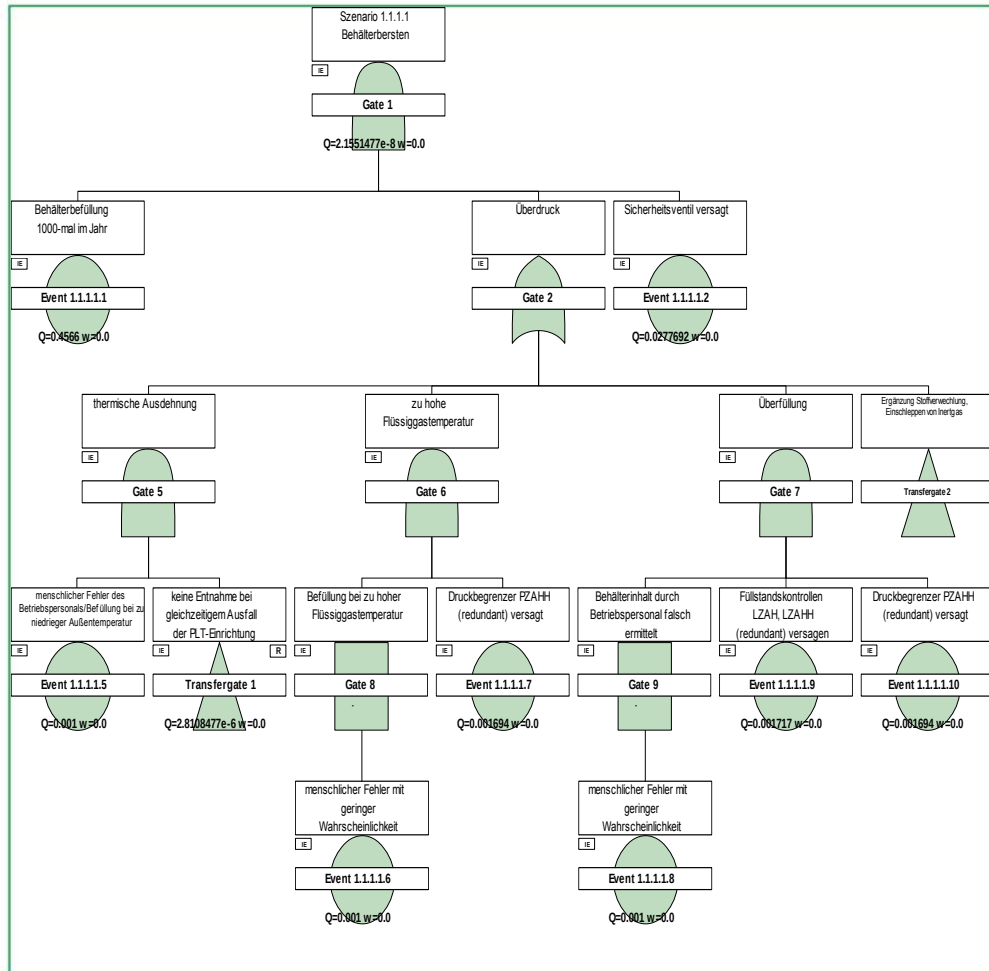




Das Lebensministerium



Erstellung quantitativer Risikoanalysen

Schriftenreihe des Landesamtes für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie

Heft 22/2009

Freistaat  Sachsen

Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie

**Erstellung quantitativer Risikoanalysen
für ausgewählte sächsische Betriebe mittels einer durch die Bundesanstalt für
Materialforschung und -prüfung entwickelten Methodik und
Vergleich der Ergebnisse mit den Ergebnissen qualitativer Risikoanalysen auf Basis vorlie-
gender Sicherheitsberichte**

Yvonne Drewitz, Dr. Bernd Schalau

Inhaltsverzeichnis

1	Aufgabenstellung	1
2	Methodik.....	2
2.1	Allgemeines	2
2.2	Methoden zur quantitativen Risikoanalyse	3
2.2.1	Purple Book	3
2.2.2	LOPA – Layer of Protection Analysis	5
2.2.3	ARAMIS - Accident Risk Assessment Methodology for Industries.....	6
2.3	Methodik der BAM.....	8
2.3.1	Gefährdungsanalyse.....	11
2.3.2	Auswirkungen von Störfallablaufszenarien	15
2.3.2.1	Beschreibung der verwendeten Modelle zur Störfallauswirkungsberechnung ..	15
2.3.2.2	Störfallbeurteilungswerte	15
2.3.2.2.1	Toxische Effekte	16
2.3.2.2.2	Wärmestrahlung.....	18
2.3.2.2.3	Explosionsüberdruck.....	22
2.3.2.2.4	Trümmerwurf.....	25
2.3.2.2.5	Diskussion der Störfallbeurteilungswerte	25
2.3.3	Ausfallhäufigkeiten.....	26
2.3.3.1	Versagen von Rohrleitungen	27
2.3.3.2	Abriss von Rohrleitungen	35
2.3.3.3	Schläuche und Gelenkarme	37
2.3.3.4	Behälterleckage.....	37
2.3.3.5	Pumpen.....	40
2.3.3.6	Verdichter	42
2.3.3.7	Armaturen.....	43
2.3.3.8	PLT-Einrichtungen.....	46
2.3.3.9	Menschliche Zuverlässigkeit.....	47
2.3.3.10	Sonstiges	48
2.3.4	Zündwahrscheinlichkeit	48
2.4	Verwendete Computerprogramme	50
3	Quantitative Risikoanalyse für ausgewählte sächsische Anlagen	51
3.1	Anlage zur Herstellung von Kunstharzen	51
3.1.1	Örtliche Lage	51
3.1.2	Verfahrensbeschreibung.....	51
3.1.3	Konstruktive Merkmale	53
3.1.4	Stoffeigenschaften	53

3.1.5	Gefährdungsanalyse.....	55
3.1.6	Eintrittshäufigkeiten der Szenarien	58
3.1.6.1	Grundrisiko	58
3.1.6.2	Betriebsrisiko	59
3.1.6.3	Ereignisbäume	61
3.1.7	Auswirkungsbetrachtungen	65
3.1.8	Ermittlung des Risikos	67
3.1.8.1	Einfluss der Betriebsweise	69
3.1.8.2	Einfluss der Betriebsweise	70
3.2	Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff.....	73
3.2.1	Örtliche Lage	74
3.2.2	Verfahrensbeschreibung.....	74
3.2.3	Konstruktive Merkmale	76
3.2.4	Stoffeigenschaften	76
3.2.4.1	Ammoniak	76
3.2.4.2	Fluorwasserstoff	77
3.2.4.3	Fluorwasserstoffsäure	79
3.2.5	Gefährdungsanalyse.....	80
3.2.6	Eintrittshäufigkeiten der Szenarien	85
3.2.6.1	Grundrisiko	85
3.2.6.2	Betriebsrisiko	89
3.2.6.3	Ereignisbäume	91
3.2.7	Auswirkungsbetrachtungen	96
3.2.8	Ermittlung des Risikos	99
3.2.8.1	Einfluss des Bewertungsmaßstabes	103
3.2.8.2	Einfluss von Störfall begrenzenden Maßnahmen	104
4	Vergleich der Risikoanalysen mit den vorliegenden Sicherheitsberichten ...	106
4.1	Anlage zur Herstellung von Kunstharzen	106
4.2	Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff.....	107
5	Zusammenfassung.....	108
	Anhang	111
6	Literatur	133

1 Aufgabenstellung

Nach § 9 der 12. Verordnung zum Bundes-Immissionsschutzgesetz (Störfall-Verordnung) ist in einem Sicherheitsbericht darzulegen, dass die Gefahren von Störfällen ermittelt sowie alle erforderlichen Maßnahmen zur Verhinderung derartiger Störfälle und zur Begrenzung ihrer Auswirkungen auf Mensch und Umwelt ergriffen wurden. In der Störfall-Verordnung sind im Anhang II die Mindestangaben im Sicherheitsbericht festgelegt. Im Abschnitt IV „Ermittlung und Analyse der Risiken von Störfällen und Mittel zur Verhinderung solcher Störfälle“ wird eine eingehende Beschreibung der Szenarien möglicher Störfälle nebst ihrer Wahrscheinlichkeit oder den Bedingungen für ihr Eintreten einschließlich einer Zusammenfassung der Vorfälle, die für das Eintreten jedes dieser Szenarien ausschlaggebend sein könnten, gefordert. Und zwar unabhängig davon, ob die Ursachen hierfür innerhalb oder außerhalb der Anlage liegen. Weiterhin ist eine Abschätzung des Ausmaßes und der Schwere der Folgen der ermittelten Störfälle durchzuführen. Eine quantitative Aussage über die Wahrscheinlichkeit eines Störfallablaufszenarios bzw. des daraus resultierenden Risikos wird nicht explizit gefordert.

In mehreren Mitgliedstaaten der EU werden probabilistische Vorgehensweisen angewandt, um das Risiko der betrachteten Anlagen durch Abschätzung der Häufigkeiten und der Auswirkungen möglicher störfallrelevanter Ereignisse zu spezifizieren. Dazu wird mit quantitativen bzw. semiquantitativen Verfahren das Risiko ermittelt und anhand von gesellschaftlich akzeptablen Grenzwerten die Sicherheit der Anlage bewertet. Im Forschungsvorhaben ARAMIS der EU wurde eine Methode entwickelt, die als europäische Vorlage für eine quantitative Risikobetrachtung dienen soll. Für Deutschland sah die Störfall-Kommission eine derartige Vorgehensweise als mögliche Ergänzung zu der üblichen deterministisch geprägten Vorgehensweise /1/. Daher wurde das Thema „Methoden zur quantitativen Risikoanalyse“ auch in der Kommission für Anlagensicherheit (KAS) weiter diskutiert und im November 2007 eine entsprechende Arbeitsgruppe „Probabilistik“ eingerichtet. Es wurden die Themenbereiche „Risikogrenzwerte für Betriebsbereiche nach Störfall-Verordnung“ und „Methoden zur Bewertung von Dennoch-Störfällen/Flächennutzungsplanung“ bearbeitet. Es wurden zwei Arbeitsberichte erstellt, die in der Abstimmung sind. Der KAS wurde empfohlen, die Thematik weiter zu verfolgen.

Die Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung (BAM) hat eine Methodik mit dem Ziel entwickelt, die von störfallrelevanten Betrieben ausgehende Gefährdung für Mensch und Umwelt quantitativ zu bewerten sowie darauf aufbauend den Stand der Sicherheitstechnik von Anlagen an unterschiedlichen Standorten miteinander vergleichen zu können. Hierbei steht im Vordergrund, dass die in Deutschland praktizierte Sicherheitsphilosophie abgebildet werden kann und ein Informationsgewinn im Vergleich zur deterministisch geprägten Vorgehensweise erbracht wird. Gegebenfalls ergeben sich hieraus auch Möglichkeiten für die Erhöhung der Anlagensicherheit.

Im Freistaat Sachsen gibt es zurzeit ca. 40 Betriebsbereiche gemäß § 3 Abs. 5a des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (BImSchG), die den erweiterten Pflichten der Störfall-Verordnung unter-

liegen. Diese Betriebsbereiche bzw. die dort vorhandenen Anlagen besitzen aufgrund der Art und Menge der verwendeten gefährlichen Stoffe ein erhebliches Gefährdungspotenzial für Mensch und Umwelt. Am Beispiel von zwei ausgewählten sächsischen Betriebsbereichen soll die von der BAM entwickelte Methodik angewendet und die dabei gewonnenen Erkenntnisse bewertet werden.

2 Methodik

2.1 Allgemeines

Nach § 9 der Störfall-Verordnung ist im Sicherheitsbericht darzulegen, dass die Gefahren von Störfällen ermittelt sowie alle erforderlichen Maßnahmen zur Verhinderung derartiger Störfälle und zur Begrenzung ihrer Auswirkungen auf Mensch und Umwelt ergriffen wurden. Hierzu sind die möglichen Ereignisabläufe (Störfallablaufszszenarien) zu untersuchen und darzustellen. Bei den Ereignisabläufen sind nicht alle denkbaren Gefahrenquellen zu berücksichtigen, sondern nur solche, die vernünftigerweise nicht ausgeschlossen werden können. An die Auslegung des Begriffs „vernünftigerweise“ ist ein strenger Maßstab anzulegen. „Vernünftigerweise“ ist ein Ereignis nicht schon dann ausgeschlossen, wenn es nur selten eintritt /18/.

Die Einschätzung, ob eine Gefahrenquelle vernünftigerweise auszuschließen ist, ist ein subjektiver, aber meist nachvollziehbarer Vorgang. Die Beurteilung der Relevanz eines Dennoch-Störfalles, der zur Beurteilung der Störfall begrenzenden Maßnahmen herangezogen und unter Berücksichtigung von vernünftigerweise auszuschließenden Gefahrenquellen entwickelt wird, ist dagegen meist umstritten.

Um mögliche Ereignisabläufe systematisch zu erfassen, werden im Allgemeinen HAZOP oder PAAG-Verfahren /19/, Checklisten, Formblätter oder Mischformen aus diesen Ansätzen eingesetzt /20/. Für die einzelnen Gefahrenquellen werden die Eintrittsvoraussetzungen und die möglichen Auswirkungen ermittelt und den verhindernden Maßnahmen gegenüber gestellt. Die Anforderungen an die Zuverlässigkeit der als Schutzmaßnahme ermittelten Prozessleittechnik werden dann in einem zweiten Schritt durch eine qualitative Abschätzung des Risikos z. B. unter Anwendung der VDI/VDE Richtlinie 2180 /21/ festgelegt. Mit dieser Vorgehensweise wird nachgewiesen, dass der Betreiber ausreichend Maßnahmen getroffen hat, um Störfälle aufgrund von vernünftigerweise nicht auszuschließenden Gefahrenquellen zu verhindern und seine Betreiberpflichten nach § 3 Störfall-Verordnung erfüllt.

Um die Eintrittswahrscheinlichkeit möglicher Ereignisabläufe einschließlich der unwahrscheinlicheren Dennoch-Störfälle bewerten zu können, muss eine über die dargestellte deterministische Betrachtungsweise weiter gehende Quantitative Risikoanalyse (QRA) erfolgen. Hierzu muss zunächst die Zielsetzung der Risikoanalyse festgelegt werden. Soll das Risiko der Arbeitnehmer in einer Anlage bestimmt werden, so ist eine Vielzahl von Gefahrenquellen zu berücksichtigen /22/. Für die Bewertung des Risikos in der Umgebung eines Betriebsbereiches aufgrund eines Dennoch-

Störfälle werden aus der Gefährdungsanalyse dagegen nur diejenigen (wenigen) Ereignisabläufe betrachtet, die Auswirkungen außerhalb des Betriebsbereiches hervorrufen würden.

Der Ablauf einer Quantitativen Risikoanalyse (QRA) umfasst im Wesentlichen die folgenden Schritte:

- Zusammenstellung aller relevanten Informationen über die Anlage, die Stoffe und die Umgebung
- Auswahl sicherheitsrelevanter Anlagen und Anlagenteile
- Durchführung einer Gefährdungsanalyse zur Identifizierung möglicher Störungen und Störfallablaufszenarien
- Berechnung der Auswirkungen von Störfallablaufszenarien
- Berechnung der Eintrittshäufigkeit der Szenarien
- Risikoabschätzung anhand der ermittelten Häufigkeiten und der berechneten Auswirkungen (z. B. Individualrisiko, Gruppenrisiko)

In mehreren EU-Mitgliedstaaten werden Risikoanalysen für Anlagen, die unter den Geltungsbereich der Seveso-II-Richtlinie fallen, durchgeführt, wobei die einzelnen Schritte unterschiedlich detailliert ausgeführt werden. In den folgenden Kapiteln werden einige dieser Methoden kurz dargestellt und anschließend die daraus abgeleitete Methodik der BAM erläutert.

Die für die weiteren Untersuchungen eingesetzte Methode zur Gefährdungsanalyse sowie die Modelle für die Störfallauswirkungsbetrachtungen werden anschließend dargestellt. Die ausgewählten oder neu entwickelten Ansätze für die Eintrittshäufigkeiten der Szenarien bzw. der Ausfallhäufigkeiten der Störfall verhindernden und -begrenzenden Einrichtungen werden im darauf folgenden Kapitel erläutert.

2.2 Methoden zur quantitativen Risikoanalyse

2.2.1 Purple Book

Im Jahre 1999 wurde in den Niederlanden das Purple Book-CPR 18 /2/ veröffentlicht. Es entstand in Zusammenarbeit des National Institute of Public Health and the Environment (RIVM) und dem Committee for Prevention of Disasters (CPR). Damit wurde eine relativ einfache Vorgehensweise zur Durchführung einer Risikoanalyse für stationäre Anlagen (Teil 1) und für Gefahrguttransporte (Teil 2) unter Berücksichtigung der anderen Berichte /3/, /4/, /5/ etabliert.

Die Gefährdungsanalyse der zu betrachtenden Anlage erfolgt anhand der Stoffeigenschaften, der Stoffmengen und der Prozessbedingungen. Nach einer Einteilung der Anlage in eine Anzahl unabhängiger Teilanlagen erfolgt die Berechnung einer Kenngröße zur Abschätzung für das Maß der von der Anlage ausgehenden Gefährdungen. Danach wird die Gefährdung der Anlagenteile in Abhängigkeit vom Aufstellungsort bestimmt und mittels eines Indexverfahrens entschieden, welche

Anlagenteile einer Risikoanalyse zu unterziehen sind. Die konkrete sicherheitstechnische Anlagenkonzeption wie z. B. die Prozessleittechnik (PLT) oder eine Brandschutzisolierung eines Tanks wird nicht berücksichtigt.

Anschließend werden die zu behandelnden Freisetzungsszenarien (Loss of Containment Events) festgelegt. Dabei wird im Wesentlichen zwischen allgemeinen Freisetzungsszenarien (z. B. durch Korrosion, Versagen von Ventilen, Konstruktions- und Herstellungsfehler) und spezifischen Freisetzungsszenarien (spezielle Prozessbedingungen, Anlagendesign oder eingesetzte Stoffe) unterschieden. Um die Anzahl der zu betrachtenden Szenarien zu beschränken, werden nur solche in die Analyse einbezogen, deren Eintrittshäufigkeit größer als 10^{-8} pro Jahr ist und die sehr wahrscheinlich zu tödlichen Folgen außerhalb des Betriebsgeländes führen.

Die im Purple Book tabellarisch aufgelisteten Eintrittshäufigkeiten der unterschiedlichen Freisetzungsszenarien sind als Definitionen zu verstehen. Sie basieren im Wesentlichen auf einer Quelle /6/, die wiederum auf ältere Veröffentlichungen und Datenbanken verweist. Ein nicht unbedeutender Teil der Kenngrößen beruht auf Expertenschätzungen. Es kann von diesen Werten abgewichen werden, wenn besondere Bedingungen vorliegen. Beispielsweise muss die Häufigkeit für die Freisetzung durch Leckage an Rohrleitungen mit einem Korrekturfaktor multipliziert werden, wenn prozessbedingt im verstärkten Maße mit Korrosion und Vibration zu rechnen ist.

Nach der Auswahl der entsprechenden Freisetzungsszenarien mit den zugeordneten Häufigkeiten werden die Auswirkungen berechnet. Dazu werden Stoffkonzentration, Wärmestrahlung und Explosionsdruck in Abhängigkeit von der Zeit und der Entfernung vom Freisetzungsort ermittelt. Die Ausbreitung ist von einer Vielzahl von Parametern wie Stoffmenge, Stoffeigenschaften, Wetterbedingungen und Freisetzungsbedingungen abhängig. Die entsprechenden Modelle dafür werden im Yellow Book /3/ festgelegt. Die Berechnungen können mit kommerziell erhältlichen Computerprogrammen durchgeführt werden. Mit Hilfe sogenannter Probit-Funktionen /5/, die auf Dosis-Wirkungs-Beziehungen beruhen, werden die Wahrscheinlichkeiten der Schädigungen berechnet.

Auf der Grundlage der ermittelten Eintrittswahrscheinlichkeiten und der Auswirkungsbetrachtungen wird das Risiko bestimmt. Dazu werden das Individual- und das gesellschaftliche Risiko berechnet. Zur Bestimmung des Individualrisikos wird vorausgesetzt, dass der Mensch sich ungeschützt im Freien aufhält. Die Darstellung erfolgt in Form von Iso-Risiko-Linien. Bei der Ermittlung des gesellschaftlichen Risikos wird angenommen, dass ein Teil der Bevölkerung sich in Gebäuden aufhält und so vor den Einwirkungen geschützt ist. Die Darstellung erfolgt mit Hilfe von F-N (frequency of fatalities, number of fatalities)-Diagrammen, in der die Anzahl der Toten im Zusammenhang mit der kumulierten Häufigkeit dargestellt ist. Die abschließende Beurteilung des Risikos wird dann anhand von Grenzwerten vorgenommen, die in den Niederlanden per Verordnung vorgegeben sind.

2.2.2 LOPA – Layer of Protection Analysis

Im Jahre 2001 wurde in den USA das Buch *Layer of Protection Analysis – Simplified Process Risk Assessment* /7/ vom Center for Chemical Process Safety (CCPS), einer Abteilung des American Institutes of Chemical Engineers (AIChE), veröffentlicht. Damit wurde eine vereinfachte semiquantitative Methode zur Durchführung einer Risikoabschätzung und -beurteilung von Chemieanlagen zur Verfügung gestellt. Das prinzipielle Vorgehen ist auch in Deutschland durch den TÜV Rheinland aufgegriffen worden und als ROGA-Verfahren veröffentlicht worden /8/.

Die Gefährdungsanalyse sowie die Identifizierung und Entwicklung von Szenarien baut in LOPA auf eine vorhergehende qualitative Analyse, wie z. B. HAZOP (**H**azard and **O**perability) bzw. PAAG (**P**rognose von Störungen, **A**uffinden der Ursachen, **A**bschätzen der Auswirkungen, **G**egenmaßnahmen) auf. Für die aus der HAZOP abgeleiteten Szenarien wird pro identifiziertes unerwünschtes Ereignis die Ereignisfolge mit der größten Auswirkung betrachtet.

Jedes LOPA-Szenario basiert auf einem auslösenden Ereignis. Die Eintrittshäufigkeit des auslösenden Ereignisses kann verschiedenen Datenbanken entnommen werden, wobei diese für die Anwendung in LOPA zu einem ganzzahligen Wert aufgerundet werden sollten, da über dieses Verfahren nur eine Größenordnung des Risikos abgeschätzt wird. Zudem existieren in /7/ tabellarisch aufgelistete Eintrittshäufigkeiten, die im Rahmen von Analysen verwendet werden können. Zur Verhinderung unerwünschter Auswirkungen eines Szenarios werden in LOPA nur voneinander unabhängige Schutzbarrieren berücksichtigt. Diesen werden Werte für die Wahrscheinlichkeit ihres Versagens bei Anforderung zugewiesen. Zur Berechnung der Eintrittshäufigkeit eines Freisetzungsszenarios wird die Häufigkeit für das auslösende Ereignis mit dem Produkt der Versagenswahrscheinlichkeiten der voneinander unabhängigen Schutzbarrieren multipliziert. Durch diese Vorgehensweise wird die aufwändige Erstellung von Fehlerbäumen vermieden.

Die Auswirkungen und deren Schweregrad werden in Abhängigkeit der Freisetzungsmenge, der Größenordnung des Verlustes und der Kosten abgeschätzt. Die Betrachtungstiefe ist dabei unterschiedlich, wobei kategorisierte qualitative und quantitative Abschätzungen mit oder ohne Berücksichtigung des Schadens am Menschen vorgenommen werden können. Es werden vier Methoden unterschieden.

- | | |
|------------|---|
| Methode 1: | Die Auswirkungsabschätzung kann unter Zuhilfenahme von Matrizen über eine recht einfache qualitative Kategorisierung ohne die Berücksichtigung der Wirkung auf Menschen vorgenommen werden. |
| Methode 2: | Die Auswirkungen einer Stofffreisetzung auf Menschen, Umgebung und Anlagen werden über Erfahrungswerte qualitativ abgeschätzt. |
| Methode 3: | Alternativ kann in der LOPA die Größenordnung der Freisetzung ähnlich der Methode 2 qualitativ ermittelt und die Häufigkeit des auslösenden Ereignisses durch Multiplikation der Wahrscheinlichkeiten einer brennbaren oder toxischen |

Freisetzung, einer evtl. Zündung, der Anwesenheit von Personen im betrachteten Gebiet und einer tödlichen oder schädigenden Wirkung korrigiert werden.

Methode 4: Es wird eine detaillierte quantitative Abschätzung der Freisetzung, Ausbreitung und Auswirkung (toxisch, thermisch, Explosionsüberdruck) vorgenommen, wobei deren Wirkungen auf Menschen, Umgebung und Anlagen berücksichtigt werden.

Die Wahl der Methode und der mathematischen Modellansätze bleibt jedoch dem Anwender überlassen.

Für die Ermittlung des Risikos werden die Eintrittshäufigkeiten des Szenarios mit den kategorisierten Auswirkungen verknüpft. Dabei wird das Versagen der Schutzbarrieren des Systems vorausgesetzt. Der vorrangige Zweck von LOPA ist die Abschätzung, ob die vorhandenen Schutzbarrieren in einem Szenario ausreichend sind und dementsprechend das Risiko toleriert werden kann. Ist das ermittelte Risiko nicht tolerabel, müssen weitere voneinander unabhängige Schutzbarrieren vorgesehen werden.

Die abschließende Risikobewertung und Entscheidungsfindung in LOPA kann über den Vergleich des ermittelten Risikos mit einem vorgegebenen tolerablen Risikokriterium oder über den relativen Vergleich zwischen Alternativen durchgeführt werden. Der Vergleich mit einem Risikokriterium kann über Matrix-Methoden, aus denen die Notwendigkeit erforderlicher Risikoreduzierungsmaßnahmen abgelesen werden kann oder einem vorgegebenen maximal tolerablen Risikowert pro Szenario für das Individualrisiko für Beschäftigte, Fremdfirmen oder Personen außerhalb des Betriebsgeländes vorgenommen werden. Alternativ hierzu besteht die Möglichkeit, die erforderliche Anzahl und Qualität der Schutzbarrieren in Form von sogenannten Credits zu bestimmen. Das Ziel der Credits ist dabei die Minimierung der Eintrittshäufigkeit des betrachteten Szenarios. Dafür werden im Vorfeld jeder Schutzbarriere je nach ihrer Versagenswahrscheinlichkeit Credits zugeordnet. Um das Risiko zu reduzieren, müssen die Credits nicht über eine einzelne Schutzbarriere erfüllt werden, sondern können auch über mehrere additiv abgegolten werden.

Ungeachtet der angewendeten Methoden im Rahmen einer Risikoabschätzung nach dem LOPA-Verfahren wird zur Dokumentation der Ergebnisse ein Standarddokument in Tabellenform verwendet. Des Weiteren besteht die Möglichkeit, das Risiko zusätzlich über F-N-Diagramme darzustellen, wobei diese unter Vorbehalt interpretiert werden sollten, da LOPA nur eine Größenordnung des Risikos abschätzt.

2.2.3 ARAMIS - Accident Risk Assessment Methodology for Industries

Im Rahmen des EU Forschungsvorhabens ARAMIS (2001 - 2004) /9/ wurde ein Konzept zur Durchführung einer QRA für Industrieanlagen entwickelt. Das Ziel des Vorhabens bestand darin, durch eine Harmonisierung der Methoden zur Abschätzung von Risiken die Anforderungen der SEVESO-II-Richtlinie zur Erreichung eines einheitlichen Sicherheitsstandards in Europa zu unter-

stützen. Dazu wurde eine neue integrierte Methode, unter Einbeziehung vorhandener qualitativer und quantitativer Ansätze in Europa, entwickelt.

Die Gefährdungsanalyse (MIMAH - Methodology for Identification of Major Accident Hazards) verfolgt das Ziel der Bestimmung möglicher störfallrelevanter Szenarien. Die Identifikation und Auswahl der potenziell gefährlichen Anlagenteile beruht auf der Analyse des vorhandenen Stoffinventars. Dazu werden hauptsächlich die R-Sätze der gehandhabten Stoffe herangezogen. Anhand einer Einteilung der zu untersuchenden Anlage in generische Anlagenteile (z. B. Rohrleitung, atmosphärischer Lagertank, tiefkalter Lagertank) und dem jeweils zugeordneten gefährlichen Stoffinventar (Art und Zustand) wird eine erste Übersicht zu möglichen Gefährdungsschwerpunkten erstellt. Anhand von festgelegten Referenzmassen für die unterschiedlichen stofflichen Gefährdungen (z. B. „sehr giftig“, „giftig“, „leichtentzündlich“, „entzündlich“, „umweltgefährlich“) wird dann entschieden, welche Anlagenteile in die weiteren Untersuchungen einzubeziehen sind.

Unter Verwendung zweier Matrizen (Anlagenteil/kritisches Ereignis und kritisches Ereignis/Stoffzustand) erfolgt eine Verknüpfung der stofflichen Gefährdungen und der relevanten Anlagenteile. Jedem Anlagenteil können so ganz bestimmte kritische Ereignisse zugeordnet werden. Für diese kritischen Ereignisse (max. 14 unterschiedliche) wurden standardisierte Fehlerbäume im Projekt entwickelt. Nach Aufstellung der Fehlerbäume für die kritischen Ereignisse erfolgt die Generierung der Ereignisbäume über ein Matrixverfahren. Durch die Zusammenführung von generischen Fehler- und Ereignisbäumen (Bow-Tie) werden die Ursachen und die möglichen Konsequenzen des kritischen Ereignisses (z. B. Versagen des Druckbehälters) aufgezeigt.

Danach werden die Einflüsse der Sicherheitsbarrieren und des Sicherheitsmanagements (technische, menschliche und organisatorische Maßnahmen) untersucht und ihre Wirksamkeit abgeschätzt (Bildung eines Index). Die zuverlässigkeitsspezifische Beschreibung der Sicherheitsbarrieren orientiert sich an dem Konzept zur Festlegung von Sicherheitsintegritätslevels (SIL) nach /10/. Der Einfluss des Sicherheitsmanagements wird mittels eines Audits sowie der Einfluss der Sicherheitskultur des Unternehmens durch einen Fragebogen bewertet.

In einem nächsten Schritt erfolgt die quantitative Berechnung der kritischen Ereignisse. Dazu müssen die Eintrittshäufigkeiten bestimmt werden. In Abhängigkeit von der Datenlage erfolgt deren Bestimmung entweder anhand tabellierter Werte (generische kritische Ereignisse) oder über die Berechnung eines Fehlerbaumes unter Einbeziehung der Primäreignisse. Als Datengrundlage wird auf die üblichen Datensammlungen bzw. Datenbanken verwiesen /2/, /6/, /11/, /12/, /13/.

Im Anschluss daran erfolgt eine Berechnung des Ereignisbaumes sowie die Festlegung der sogenannten Referenz-Unfall-Szenarien. Dazu wird in einer Risikomatrix das Ergebnis der Ereignisbaumberechnung (z. B. Wahrscheinlichkeit für einen Feuerball) ins Verhältnis gesetzt mit vier festgelegten Auswirkungsklassen (Effekte auf Menschen und Umwelt). Die Auswahl der zu verwen-

denden mathematischen Modellansätze für die Auswirkungsbetrachtungen wird dem Anwender überlassen.

Für die Darstellung der Schwere der Auswirkungen (Risiko) werden nur die Referenz-Unfall-Szenarien herangezogen, deren Wahrscheinlichkeit im Bereich von 10^{-6} bis 10^{-8} liegt. Jedes ausgewählte Szenario kann zu einem kritischen Ereignis führen und dies wiederum zu unterschiedlichen gefährlichen Zuständen (Überdruck, Strahlung, ...). Für jeden gefährlichen Zustand wurde ein Schwereindex definiert, der die Intensität der Einwirkung beschreibt. Das Ergebnis wird mit einem GIS- (Geographical Information System) Tool dargestellt, sodass die Schwere der Auswirkungen, bezogen auf die geografische Lage der Anlage, abgelesen werden kann. Damit kann das Risiko der betrachteten Anlage quantifiziert werden. Außerdem erlaubt diese Vorgehensweise den Vergleich von unterschiedlichen Risiken.

Unabhängig von den ermittelten Risiken der konkreten Anlage wird außerdem eine Beurteilung der Verletzlichkeit des Anlagenumfeldes vorgenommen. Dabei werden die zu schützenden Objekte (z. B. Menschen, Umwelt, Bebauung) in Bezug auf die Gefahren, die von Chemieanlagen ausgehen, bewertet. Das Ergebnis ist ein Verletzlichkeitsindex, der die Möglichkeit der Schädigung der Anlagenumgebung beschreibt. Anhand dieses Indexes können die Auswirkungen der für die konkrete Anlage ermittelten Risiken diskutiert werden.

2.3 Methodik der BAM

Der Vergleich der unterschiedlichen Ansätze zur Durchführung einer QRA zeigt sowohl eine Reihe von Unterschieden als auch einige Gemeinsamkeiten. Zur Gefährdungsanalyse wurden im Purple Book und bei ARAMIS Ansätze entwickelt, um mit der relativ einfachen Methode der Indexermittlung nachvollziehbar die Gefährdungsschwerpunkte der zu betrachtenden Anlage zu ermitteln. Vorteil dieser schematischen und stark vereinfachenden Vorgehensweisen ist die relativ schnelle Identifikation der mittels der Risikoanalyse zu betrachtenden Anlagenteile. Nachteilig wirkt sich aus, dass die betrachtete Anlage auf ein oder mehrere Teilanlagen/Anlagenteile mit gefährlichem Stoffinhalt reduziert wird.

Das Purple Book berücksichtigt hierbei die sicherheitstechnische Ausrüstung der Anlage nicht und ist daher ungeeignet, Anlagen, die der Störfall-Verordnung unterliegen und nach dem Stand der Sicherheitstechnik errichtet und betrieben werden, zu bewerten. ARAMIS zieht die konkrete sicherheitstechnische Ausrüstung der Anlage mit zur Gefährdungsbewertung heran, allerdings erst nach der Ermittlung der kritischen Ereignisse. LOPA setzt zur Analyse der Gefährdungen bekannte Ansätze ein, die in Deutschland Anwendung finden. Vorgehensweise und Tiefe der Gefährdungsanalysen sind abhängig von der gewählten Methode (HAZOP /14/, FMEA /15/). Zusammenfassend erscheinen die Ansätze von ARAMIS (eingeschränkt) und LOPA für eine Gefährdungsermittlung unter Berücksichtigung des Standes der Sicherheitstechnik geeignet.

Als ein wesentliches Hindernis für die Durchführung einer QRA wird oft das Fehlen von Daten zu den Ausfall- oder Fehlerhäufigkeiten genannt. Die diskutierten Ansätze legen entweder die für die Berechnung benötigten Kenngrößen fest (Purple Book) oder geben Empfehlungen für die Nutzung von externen Quellen (ARAMIS, LOPA). Die genaue Abbildung einer konkreten Anlage ist daher nicht zu erwarten, aber auch im Hinblick auf die Zielrichtung einer Risikoanalyse nicht unbedingt erforderlich.

Für die Berechnung der Auswirkungen wird überall auf ähnliche Ansätze zurückgegriffen. Das Purple Book verweist auf die zwingende Verwendung der Berechnungsansätze aus dem Yellow Book. Damit soll eine Vergleichbarkeit der Ergebnisse der Risikoanalyse gewährleistet werden. ARAMIS und LOPA geben Empfehlungen (z. B. /2/, /16/), welche Ansätze verwendet werden können, schreiben aber keinen Modellansatz vor. In Abhängigkeit von den ausgewählten Modellansätzen für die Berechnung der Auswirkungen ist mit einem sehr unterschiedlichen Aufwand zu rechnen. Neben den teilweise sehr umfangreichen Berechnungen auf der Grundlage des Yellow Book /2/ können in LOPA auch sehr einfache Abschätzungsverfahren verwendet werden. Dadurch sind erhebliche Unterschiede bei der Bestimmung der Auswirkungen vorhersehbar /17/. Sinnvoll erscheint der vom Purple Book verfolgte Ansatz, die zu verwendenden Modellansätze eindeutig festzulegen. Welchen Einfluss die Auswirkungsbetrachtungen auf die Gesamtaussage einer Risikoanalyse haben, ist aber noch zu untersuchen.

Im Purple Book erfolgt die Risikoabschätzung anhand der Bestimmung des Individual- und des gesellschaftlichen Risikos. Diese werden in Form von Iso-Risiko-Linien und F-N-Diagrammen dargestellt und mit Grenzwerten verglichen. ARAMIS beurteilt das Risiko der ermittelten Referenz-Szenarien anhand eines Schwereindexes. Die Festlegung des Indexes erfolgte auf der Grundlage von Grenzwerten (z. B. für Strahlung, Trümmerwurf, toxische Effekte) aus einigen europäischen Staaten. Damit wurden nationale Besonderheiten bei der Bewertung von Auswirkungen in den Index integriert. Deshalb ist zumindest eine Überprüfung der Anwendbarkeit dieses Indexes für Deutschland erforderlich.

Mit LOPA wird die Wirksamkeit der vorhandenen Schutzbarrieren gegen ein Unfallszenario geprüft. Dazu werden die Eintrittshäufigkeiten des Szenarios mit den kategorisierten Auswirkungen verknüpft und das Ergebnis in einer tabellarischen Übersicht dargestellt, wobei auch die Möglichkeit der Darstellung in F-N-Diagrammen besteht. LOPA ist ein flexibles Verfahren, da die Methoden zur Risikoermittlung und -bewertung vom Anwender frei wählbar sind. Die Risiken verschiedener Anlagen sind daher aber nur miteinander vergleichbar, wenn die gleiche Untersuchungstiefe und Methodik verwendet worden ist.

Die Methodik der BAM wurde mit der Zielsetzung entwickelt, mit einem möglichst geringen Aufwand eine Aussage über das Risiko in der Umgebung einer Anlage zu erhalten. Hierbei sollen aber die Störfall verhindernden und -begrenzenden Maßnahmen, die nach dem Stand der Sicherheits-

technik erforderlich sind, mit berücksichtigt werden. Entsprechend dieser Zielsetzung können Ereignisabläufe unberücksichtigt bleiben, wenn die Auswirkungen eines Szenarios im Untersuchungsbereich vernachlässigbar sind. Weiterhin werden Szenarien, die in den Bereich des Arbeitsschutzes gehen, nicht betrachtet.

Um den Aufwand für die Risikoanalyse zu reduzieren, werden die Risiken, die sich aus Gefahrenquellen ergeben, die der Betreiber nur geringfügig beeinflussen kann oder denen keine aktiven Störfall verhindernden Maßnahmen entgegengesetzt werden, in einem sog. „Grundrisiko“ zusammengefasst. Zu diesen Gefahrenquellen gehören insbesondere

- falsche Auslegung, Konstruktionsfehler oder Fertigungsfehler von Anlagenteilen,
- Versagen von Rohrleitungen, Behältern, Pumpen und Verdichtern mit Stofffreisetzung infolge von Korrosion, Erosion, Kavitation, Schwingungen oder Verschleiß,
- Fehler bei Reparatur oder Instandhaltung.

Für die Bestimmung der Eintrittshäufigkeit eines Versagens von Anlagenteilen aufgrund der genannten Gefahrenquellen werden einfache Ansätze entwickelt oder Abschätzungen auf der Grundlage von Literaturdaten vorgenommen und mit entsprechenden Leckgrößen verknüpft.

Den direkt zu einem Versagen des Anlagenteils oder einer Stofffreisetzung über Sicherheitseinrichtungen führenden Gefahrenquellen wie z. B. zu hohe Temperatur oder zu hoher Druck kann durch aktive Betriebs- und Schutzeinrichtungen entgegen gewirkt werden. Da diese Gefahrenquellen zumeist während des Betriebs auftreten, werden sie als sog. „Betriebsrisiko“ zusammengefasst. Die Ermittlung der Eintrittshäufigkeit einer Gefahrenquelle des Betriebsrisikos erfolgt durch eine Fehlerbaum-Analyse in Abhängigkeit der Sicherheitskonzeption der Anlage. Aus der Summation von Grund- und Betriebsrisiko ergibt sich dann das Gesamtrisiko der Anlage.

Gegenüber der LOPA-Methode oder dem ROGA-Verfahren ist mit der Aufstellung der Fehlerbäume ein größerer Aufwand verbunden. Als Vorteil wird gesehen, dass nicht nur das Vorhandensein der Schutzeinrichtung mit einer entsprechenden Ausfallwahrscheinlichkeit betrachtet wird, sondern auch Verknüpfungen von Ereignissen analysiert werden. Hierdurch resultiert nach bisherigen Erfahrungen auch eine Hinterfragung der systematischen Gefährdungsanalyse, die meistens nach dem Aufzählen der Schutzeinrichtungen und organisatorischen Maßnahmen endet.

Die Fehlerbaum-Analyse ist eine deduktive Methode bei der, ausgehend von einem unerwünschten Ereignis, dem sog. Top-Ereignis, über logische Zusammenhänge („oder“ und „und“ Gatter) ein Fehlerbaum entwickelt wird, der über Zwischenereignisse eine Rückführung des Fehlers auf einzelne Ursachen, den sog. Primärereignissen, ermöglicht /24/. Die Anzahl der zu entwickelnden Fehlerbäume hängt von der Anzahl der identifizierten Szenarien ab. Die Darstellungstiefe der Fehlerbäume ist im Wesentlichen abhängig von den verfügbaren Ausfallhäufigkeiten für die Basic

Events. Hier ist eine sinnvolle Abwägung zwischen Aufwand, Erkenntnisgewinn für das Szenario und realistischen, wenn möglich statistisch abgesicherten Ausfallhäufigkeiten zu treffen.

Zur Berücksichtigung der Störfall begrenzenden Maßnahmen wird die Ereignisbaummethode Event-Tree Analysis (ETA-Methode) für die Berechnung des Grund- und des Betriebsrisikos herangezogen /25/. Mit dieser Methode wird die Entwicklung der möglichen Konsequenzen eines auslösenden Ereignisses untersucht. Der Ereignisbaum wird von links nach rechts aufgebaut und gelesen. Ausgehend vom Top-Ereignis werden verschiedene Folgen desselben betrachtet. Den einzelnen Verzweigungen werden die Ausfallhäufigkeiten der Störfall begrenzenden Einrichtungen und ggf. die Zündwahrscheinlichkeit zugeordnet, um die Eintrittshäufigkeit der zu erwartenden Auswirkungen zu berechnen.

2.3.1 Gefährdungsanalyse

In der folgenden Tabelle 1 sind ohne Anspruch auf Vollständigkeit einige Gefahrenquellen aufgeführt, die im Rahmen einer systematischen Gefährdungsanalyse betrachtet werden und in einem Forschungsvorhaben /23/ zusammengestellt worden sind. Durch die BAM ist diese Zusammenstellung durch typische Fragestellungen des PAAG-Verfahrens in der chemischen Industrie erweitert worden. Liegen für die zu untersuchenden Anlagen keine ausreichenden systematischen Gefährdungsanalysen vor, so wird dieses Checklistenverfahren eingesetzt.

Die Risiken, die sich aus den in der Tabelle unter Nr. 1, 2 und 10b aufgeführten Gefahrenquellen ergeben, werden als Grundrisiko zusammengefasst. Die unter Nr. 1 der Tabelle aufgeführten Gefahrenquellen liegen zwar im Einflussbereich des Betreibers, es erscheint aber zu aufwändig, diese einzeln für die Vielzahl von Behältern und Rohrleitungen auszuwerten, mit einzelnen Eintrittshäufigkeiten zu belegen oder weitergehende Analysen durchzuführen. Das Versagen von Dichtungen an rotierenden Teilen von Pumpen und Verdichtern (Nr. 2) ist aufgrund von Verschleiß nur eine Frage der Zeit. Daher ist ein pauschaler Ansatz über eine Zuverlässigkeitskenngröße in den meisten Fällen ausreichend, wenn nicht aufgrund des Gefährdungspotenzials besondere Schutzeinrichtungen installiert sind, die genauer analysiert werden müssen. Die unter Nr. 10b aufgeführten Gefahrenquellen können z. B. bei Baumaßnahmen in der Anlage oder durch den Werksverkehr mit Fremdfahrzeugen (Baukräne) entstehen. Auch hier erscheint ein pauschaler Ansatz sinnvoll, da keine aktiven Gegenmaßnahmen ergriffen werden können.

Den direkt zu einem Versagen des Anlagenteils führenden Gefahrenquellen in Nr. 3 bis 6 kann durch aktive Betriebs- und Schutzeinrichtungen entgegen gewirkt werden. Da diese Gefahrenquellen zumeist während des Betriebs auftreten, werden sie im Betriebsrisiko zusammengefasst. Die Gefahrenquellen in Nr. 7 bis 12, einschließlich des menschlichen Fehlverhaltens (Nr. 10a), werden ebenfalls dem Betriebsrisiko zugeordnet. Die Eintrittshäufigkeit, mit der eine Gefahrenquelle des Betriebsrisikos wirksam wird, wird durch Fehlerbäume in Abhängigkeit von der Sicherheitskonzeption der Anlage berechnet.

Tabelle 1: Zusammenstellung der Gefahrenquellen

	Generelle Gefahrenquelle	Auf das Anlagenteil bezogene Gefahrenquelle
1	Mechanisches Versagen des Anlagenteils	Konstruktionsfehler, Fertigungsfehler falsche Auslegung fehlerhafte Aufstellung Korrosion, Erosion, Kavitation, Schwingungen Zusatzbelastungen an Flanschen, Armaturen, Dichtungen und Messleitungen
2	Mechanisches Versagen des Anlagenteils	Versagen von Wellenabdichtungen an Pumpen und Verdichtern
3	Mechanisches Versagen des Anlagenteils	zu hoher Druck zu niedriger Druck eingeblockte Teilanlage
4	Mechanisches Versagen des Anlagenteils	zu hohe Temperatur zu niedrige Temperatur
5	Mechanisches Versagen des Anlagenteils	Lagerversagen Lösen bewegter Komponenten
6	Mechanisches Versagen des Anlagenteils	falscher Aggregatzustand falsche Phase Stoffunverträglichkeit
7	Stofffreisetzung infolge gestörter Reaktion	Stoffverwechslung Stoffverunreinigung Dosiermenge zu viel, Dosiermenge zu wenig Mengenstrom zu groß, Mengenstrom zu klein Zeitpunkt zu früh, Zeitpunkt zu spät falsche Reihenfolge Verweilzeit zu kurz, Verweilzeit zu lang unzureichende Durchmischung Konzentration zu hoch, Konzentration zu niedrig falsche Stöchiometrie
8	Stofffreisetzung infolge gestörter Reaktion	falsche Korngröße falscher Aggregatzustand

	Generelle Gefahrenquelle	Auf das Anlagenteil bezogene Gefahrenquelle
		katalytische Effekte inhibierende Effekte Viskosität zu hoch, Viskosität zu niedrig Katalysatoraktivität zu gering pH-Wert zu sauer, pH-Wert zu basisch Ausfall Kühlung, Kühlung zu stark Ausfall Heizung, Heizung zu stark Ausfall Rührer, Rührer dreht zu langsam Ausfall Pumpe, Verdichter
9	Stoff geht unkontrolliert in andere Anlagenteile über	falscher Förderweg falsche Förderrichtung Erstarren, Verkrusten, Sedimentieren, Verstopfen, Verkleben, Ablagern, Kondensieren Auskristallisieren, Ausgasen, Aufschäumen, Ausflocken, Entmischen Füllstand zu hoch, Füllstand zu niedrig Rückströmen Abhebern
10a	Durch menschliches Fehlverhalten geht ein Stoff unkontrolliert in andere Anlagenteile über oder wird freigesetzt.	Bedienungsfehler bei der Produktion Fehler beim An- oder Abfahren der Anlage
10b	Durch menschliches Fehlverhalten geht ein Stoff unkontrolliert in andere Anlagenteile über oder wird freigesetzt.	Fehler bei Reparatur oder Instandhaltung Beschädigung des Anlagenteils Anfahren von Rohrbrücken
11	Bildung einer explosionsfähigen Atmosphäre innerhalb des Anlagenteils	Stoffverwechslung Undichtigkeiten Einbruch von Luft Einbruch von brennbaren/explosionsfähigen Stoffen Ausfall Vakuum Ausfall Inertisierung Menschliches Fehlverhalten bei der

	Generelle Gefahrenquelle	Auf das Anlagenteil bezogene Gefahrenquelle
		Prozesssteuerung Menschliches Fehlverhalten beim An- und Abfahren der Anlage
12	Zündung innerhalb oder außerhalb des Anlagenteils	Heiße Oberflächen Reibung Mechanisch erzeugte Funken Flammen heiße Gase Kompression strömender Gase Chemische Reaktion Bildung entzündend wirkender Stoffe Elektrostatische Entladung Ausgleichsströme Blitzschlag Elektrische Funken Elektromagnetische Wellen Ionisierende Strahlung Ultraschall

Für die systematische Gefährdungsanalyse wird die Anlage zunächst in sicherheitsrelevante Anlagenteile unterteilt. Für jedes Anlagenteil wird dann eine Gefährdungsanalyse durchgeführt. In der Abbildung 1 ist ein Ausschnitt aus der Checkliste für einen Reaktor und den daran angeschlossenen Wärmetauscher dargestellt. In der zweiten Spalte werden die Gefahrenquellen, bezogen auf die in der Titelzeile aufgeführten sicherheitsrelevanten Anlagenteile, benannt. Dann werden die Bedingungen zum Wirksamwerden der Gefahrenquelle in Bezug auf das Anlagenteil (Spalte 3) und die möglichen Folgen ohne Berücksichtigung der Sicherheitsvorkehrungen (Spalte 4) angegeben. Die Spalte 5 enthält die hinsichtlich der Gefahrenquelle relevanten Störfall verhindernden und -begrenzenden Einrichtungen und Maßnahmen, die grundsätzlich kumulativ gelten, wobei die Reihenfolge keine Wertigkeit darstellt. Die Gesamtheit der Maßnahmen muss zum Erreichen des Standes der Sicherheitstechnik im Sinne des § 2 (3) der Störfall-Verordnung vorhanden sein bzw. durchgeführt werden.

Neben den Schutz- und Schadensbegrenzungseinrichtungen werden auch Überwachungseinrichtungen aufgeführt. Diese können zwar aus sich heraus keine Störfälle verhindern oder deren Auswirkungen mindern, wirken jedoch im Zusammenhang mit qualifiziertem Betriebspersonal daraufhin, dass das Verlassen des bestimmungsgemäßen Betriebes der sicherheitsrelevanten Anlagenteile rechtzeitig erkannt wird und Handlungen erfolgen, die eine Rückführung in den bestimmungsgemäßen Betrieb sicherstellen. Das Betriebspersonal kann demnach Störfall verhindernde

Maßnahmen ergreifen, sodass indirekt den Überwachungseinrichtungen ein Störfall verhindernder Gesichtspunkt zugeordnet werden kann.

Anlage: a	Anlage: XY a			Seite: 1 a
Funktionsgruppe: a	a			a
Funktionselement a	Reaktor: C-1- und Kondensator W-1 a			a
¶				
Lfd.-¶ Nr. a	Generelle-Gefahrenquelle¶ a	Auf-die-Anlage-bezogene- Gefahrenquellea	Auswirkungena	Sicherheitsvorkehrungena
1. a	Mechanisches Versagen des- Funktionselementesa	Konstruktionsfehlera	Stofffreisetzunga	Abnahme der Druckgeräte durch den TÜV¶ Bescheinigungen liegen vor. a
2. a	Mechanisches Versagen des- Funktionselementesa	Fertigungsfehlera	Stofffreisetzunga	Abnahme der Druckgeräte durch den TÜV¶ Bescheinigungen liegen vor. a
3. a	Mechanisches Versagen des- Funktionselementesa	Fehlerhafte Aufstellunga	Stofffreisetzunga	Abnahme der Druckgeräte durch den TÜV¶ Bescheinigungen liegen vor. a
4. a	Mechanisches Versagen des- Funktionselementesa	Zu hoher Druck durch Versa- gen der Stickstoffregelunga	Stofffreisetzunga	Auslegungsüberdruck: 3 bar¶ Redundante Drucküberwachung mit Alarmierung¶ SV mit Ansprechüberdruck 2,6 bar¶ Berstscheibe mit Ansprechüberdruck 2,7 bara
5. a	Mechanisches Versagen des- Funktionselementesa	Zu hoher Druck durch Über- füllunga	Stofffreisetzunga	Füllstandsmessung + Überfüllsicherung schließen Zulaufe¶ SV mit Ansprechüberdruck 2,6 bar¶ Berstscheibe mit Ansprechüberdruck 2,7 bara
6. a	Mechanisches Versagen des- Funktionselementesa	Zu hoher Druck durch einge- blockte Teilanlage: a	Stofffreisetzunga	Füllstandsmessung + Überfüllsicherung verhindern Überfüllung, somit ist ein Gaspolster vorhanden. ¶ SV mit Ansprechüberdruck 2,6 bar¶ Berstscheibe mit Ansprechüberdruck 2,7 bara

Abbildung 1: Systematische Gefährdungsanalyse mittels Checklistenverfahren

2.3.2 Auswirkungen von Störfallablaufszenarien

2.3.2.1 Beschreibung der verwendeten Modelle zur Störfallauswirkungsberechnung

Für die Auswirkungsbetrachtungen der untersuchten Szenarien werden bekannte Modelle, wie sie z. B. auch in /73/ eingesetzt worden sind, verwendet. Insbesondere sind folgende Modelle zu nennen:

- Instationäre Lachenverdampfung
- Gasausbreitungsberechnung mit der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 und 2 für verschiedene Ausbreitungsgebiete
- Multi-Energy-Modell für Gaswolkenexplosionen

Die Modelle sind im Anhang ausführlich beschrieben.

2.3.2.2 Störfallbeurteilungswerte

In Deutschland ist es üblich, die Auswirkungen von Stoff- und Energiefreisetzungen mit Grenzwerten zu vergleichen. Nach der Vollzugshilfe zur Störfall-Verordnung /18/ sind bei den Störfallablaufszenarien

- die Wärmestrahlung bei offener Flammenbildung,
- das Entstehen und die Ausbreitung toxischer Stoffe,
- die zeitlichen und räumlichen Verläufe der Spitzenkonzentrationen und der Dosis der toxischen Stoffe,
- der räumliche Verlauf der Spitzenüberdruckwerte und
- die Gefahr von Trümmerwurf

zu betrachten. Genaue Angaben über die zu verwendenden Störfallbeurteilungswerte sind aber nicht vorgegeben. In den folgenden Kapiteln werden Maßstäbe zur Beurteilung von toxischen Auswirkungen, von Wärmestrahlung und Explosionsüberdruck vorgestellt und diskutiert.

2.3.2.2.1 Toxische Effekte

Grenzwerte

Der Arbeitskreis Schadstoffe (Luft) der Störfallkommission (SFK) hat untersucht, welche Schwellenwerte für Schadstoffkonzentrationen bei Anlagen, die der Störfall-Verordnung unterliegen, im Rahmen von Auswirkungsbetrachtungen herangezogen werden können. Dabei hat er die Begriffe »Störfall« und »Ernste Gefahr« nach der Störfall-Verordnung zugrunde gelegt. Im Leitfaden SFK-GS-28 „Konzept zur Begründung der Konzentrationsleitwerte im Störfall des Arbeitskreises Schadstoffe (Luft) der SFK“ /72/ werden drei Konzepte diskutiert:

- das ERPG-Konzept (Emergency Response Planning Guidelines),
- das AEGL-Konzept (Acute Exposure Guideline Levels) und
- das EEI-Konzept (Emergency Exposure Indices).

Alle Ansätze gehen von einer dreistufigen Einteilung der Auswirkungen einer Schadstoffkonzentration aus:

- Bereich erster sensorischer Effekte (Stufe 1)
- Bereich nachteiliger gesundheitlicher Auswirkungen (Stufe 2)
- Bereich schwerer, zum Teil irreversibler Schäden und den Beginn tödlich verlaufender Vergiftungen (Stufe 3).

Diese Einteilung ist z. B. bei der Definition der AEGL-Werte wiederzufinden:

AEGL-1 ist die luftgetragene Stoff-Konzentration (ausgedrückt in ppm oder mg/m^3), bei deren Überschreiten die allgemeine Bevölkerung **ein spürbares Unwohlsein erleiden** kann. Luftgetragene Stoff-Konzentrationen unterhalb des AEGL-1-Wertes bedeuten Expositionshöhen, die leichte Geruchs-, Geschmacks- oder andere sensorische Reizungen hervorrufen können.

AEGL-2 ist die luftgetragene Stoff-Konzentration (ausgedrückt in ppm oder mg/m^3), bei deren Überschreiten die allgemeine Bevölkerung **irreversible oder andere schwerwiegende, lang andauernde Gesundheitseffekte erleiden kann** oder bei denen die Fähigkeit zur Flucht beeinträchtigt sein kann. Luftgetragene Stoff-Konzentrationen unterhalb des AEGL-2- aber oberhalb des AEGL-1-Wertes bedeuten Expositionshöhen, die spürbares Unwohlsein hervorrufen können.

AEGL-3 ist die luftgetragene Stoff-Konzentration (ausgedrückt in ppm oder mg/m^3), bei deren Überschreiten die allgemeine Bevölkerung **lebensbedrohliche oder tödliche Gesundheitseffekte erleiden kann**. Luftgetragene Stoff-Konzentrationen unterhalb des AEGL-3-, aber oberhalb des

AEGL-2-Wertes bedeuten Expositionshöhen, die irreversible oder andere schwerwiegende, lang andauernde Gesundheitseffekte hervorrufen oder die Fähigkeit zur Flucht beeinträchtigen können.

Während die ERPG-Werte für eine Expositionsdauer von einer Stunde ermittelt worden sind, sind die AEGL-Werte für fünf Expositionszeiträume von 10 Minuten, 30 Minuten, 1 Stunde, 4 Stunden und 8 Stunden festgelegt worden. Diese zeitliche Differenzierung ermöglicht eine bessere Beurteilung der meist zeitlich begrenzten Auswirkungen eines Störfalls. Der Leitfaden SFK-GS-28 kommt abschließend zu der Aussage, dass das AEGL-/EEI-Konzept als wissenschaftlich ausgewogener zu betrachten ist als das ERPG-Konzept.

Nach der Empfehlung des SFK/TAA-GS-01-Leitfadens /73/ ist für die Berechnungen zur Flächennutzungsplanung der ERPG-Wert zu verwenden. Die Entscheidung zugunsten der ERPG-Werte ergab sich aus der Tatsache, dass mehr ERPG-Werte als AEGL-Werte vorliegen. Darüber hinaus ist für die Zielrichtung der Flächennutzungsplanung die Betrachtung einer festen Expositionsdauer von einer Stunde ausreichend. Hingegen ist für eine quantitative Risikoanalyse die Zeitabhängigkeit der AEGL-Werte sehr vorteilhaft, da durch Störfall begrenzende Maßnahmen oft die Expositionsdauer verringert wird, und dies bei Verwendung der AEGL-Werte in der Risikoberechnung berücksichtigt werden kann.

Aus der Analyse der Begriffsidentitäten von Störfall-Verordnung und ERPG-Definition kann geschlossen werden /73/, dass die Beeinträchtigung einer großen Anzahl von Menschen i. S. des § 2 Nr. 4 b Störfall-Verordnung für die Auswahl des relevanten Konzentrationsleitwertes maßgeblich ist. Damit ergibt sich eine weitgehende Definitionsüberschneidung mit dem Schweregrad 2 der AEGL- bzw. ERPG-Werte. Der ERPG-3-Wert markiert die Schwelle der lebensbedrohenden gesundheitlichen Auswirkungen, die nach § 2 Nr. 4 a für einen einzelnen Menschen maßgeblich ist

Probit Function

Um die Auswirkungen eines Ereignisses (Brand, Explosion, Freisetzung toxischer Gase) auf die Umgebung und Personen abschätzen zu können werden in /2/ und /16/ Beziehungen zwischen der Intensität und der Auswirkung verwendet. Hierzu wird eine sog. Probit Variable Y eingeführt, die ein Maß für den Anteil der Bevölkerung ist, der durch ein Ereignis mit einer bestimmten Intensität eine bestimmte Schädigung zeigt. Mit der folgenden Beziehung

$$P = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Y-5} e^{-\frac{V^2}{2}} dV$$

wird die Wahrscheinlichkeit P der Schädigung bei verschiedenen Intensitäten V berechnet. Die Probit Variable Y berechnet sich nach folgendem Ansatz:

$$Y = a + b \cdot \ln(V)$$

Bei toxischen Gasen wird die Intensität (Dosis) aus dem zeitlichen Konzentrationsverlauf berechnet (C in ppm und t in Minuten):

$$V = \int_0^t C^n(t) dt$$

Somit sind die drei stoffspezifischen Größen a, b und n eingeführt worden, die für eine bestimmte Schädigung (im Allgemeinen tödliche Auswirkung) angepasst werden müssen. Hierzu werden z. B. LC₅₀-Werte (Letale Konzentration, bei der 50 % der Population nach einer Expositionsdauer stirbt) verwendet.

In /74/ sind einige Kombinationen aus der Literatur für Fluorwasserstoff zusammengestellt worden:

Tabelle 2: Koeffizienten der Probit Function für HF nach /74/

Literaturquelle	a	b	n
Mudan 89	-48,33	4,85	1,00
USCG 80	-25,87	3,35	1,00
TNO /2/, /5/	-8,4	1,00	1,50
Wohlsigel et al.	-38,99	4,43	1,00
CPQRA /16/	-25,87	3,354	1,00

Es gibt eine große Schwankungsbreite in den Konstanten, die auf unterschiedliche LC₅₀-Werte, die auf der Grundlage von verschiedenen Tierexperimenten ermittelt worden sind, zurückzuführen sind /74/.

2.3.2.2.2 Wärmestrahlung

Grenzwerte

In der Literatur sind viele Angaben zu kritischen Bestrahlungsstärken für brennbare Materialien und für die menschliche Haut angegeben. In der folgenden Tabelle 3 sind Angaben für brennbare Materialien zusammengestellt /64/.

Tabelle 3: Kritische Bestrahlungsstärken für brennbare Materialien

Stoffe	Bestrahlungsstärke für Selbstentzündung [kW/m ²]	Bestrahlungsstärke für Fremdentzündung [kW/m ²]
ungestrichenes dunkles Holz (ofentrocken)	34	13
gestrichenes Holz (trocken)		17 ... 25
Sperrholz		17
ungestrichene poröse Holzfaserplatte	25	11
duroplastischer Kunststoff	84	
Textilien (allg.)	34	
Baumwollgewebe	24	13

Die unter dem Begriff Selbstzündung stehenden Bestrahlungsstärken führen nach max. 15 min zu einer Selbstzündung des Stoffes. Die geringeren Werte für die Fremdzündung geben Bestrahlungsstärken wieder, die nach einer gewissen Einwirkungszeit aus dem bestrahlten Stoff so viele Gase und Dämpfe austreiben, dass diese durch kleine Zündquellen entzündet werden können.

Tabelle 4: Kritische Bestrahlungsstärken für die Haut

Einwirkung auf die menschliche Haut /68/, /75/	Bestrahlungsstärke [kW/m ²]
Sonnenstrahlung im Sommer zur Mittagszeit	1,2
max. Bestrahlungsstärke bei unbestimmter Bestrahlungsdauer	< 1,3
Minimale Strahlungsdauer für Schmerz nach 1 Minute	2,1
Schmerz nach 10 bis 20 s	4
Brandblasen nach 30 s, tolerierbar bis 13 s	5
Schmerz nach 3 s	10,5
Blasen nach 10 bis 12 s	10,5
Tödliche Schwelle nach 40 s	10
1 % tödlich	25 bis 32,9
Verbrennung 2. Grades	27,4 bis 32,9

Einwirkung auf die menschliche Haut /68/, /75/	Bestrahlungsstärke [kW/m ²]
50 % tödlich	44,7 bis 58,8
Verbrennung 3. Grades	49 bis 64,5

Einige Angaben zur Bestrahlungsdauer für bestimmte Bestrahlungsstärken um Schmerzen an der Haut zu fühlen sind aus der API 521, 1982 (in /76/) zu entnehmen:

Tabelle 5: Kritische Bestrahlungsstärken für die Haut nach /76/

Bestrahlungsstärke [kW/m²]	Bestrahlungsdauer [s] zum Erreichen der Schmerzgrenze
1,58	60
2,33	40
2,9	30
4,73	16
6,94	9
9,46	6
11,67	4
19,87	2

In der prEN 1473 /77/ sind zulässige Wärmestrahlungsintensitäten ohne Sonneneinstrahlung innerhalb der Anlagengrenze angegeben:

Tabelle 6: Zulässige Wärmestrahlungsintensitäten nach prEN 1473 /77/

	Bestrahlungsstärke [kW/m ²]
Betonaußenfläche von benachbarten Lagertanks	32
Metallaußenfläche von benachbarten Lagertanks	15
Außenoberfläche von benachbarten Druckbehältern und Anlagenteilen	15
Betriebszentrale, Werkstatt, Labor- und Lagergebäude	8
Verwaltungsgebäude	5

In /78/ sind die kritischen Bestrahlungsstärken für Schmerz

$$\dot{q} = 22,5 t^{-0,587}$$

und Verbrennung 2. Grades

$$\dot{q} = 46 t^{-0,665}$$

in Abhängigkeit von der Bestrahlungsdauer t angegeben. Die Bestrahlungsdauer kann konservativ gleich der Branddauer angenommen werden oder unter Berücksichtigung der Flucht von Personen nach einem Ansatz in /5/ wie folgt abgeschätzt werden:

$$t = t_r + \frac{3x_0}{5u} \left\{ 1 - \left(1 + \frac{u}{x_0} \left(\frac{x_s - x_0}{u} \right) \right)^{-5/3} \right\}$$

Hierbei bedeuten:

t_r [s]	Reaktionszeit = 5 s
x_0 [m]	Abstand zum Mittelpunkt des Feuers
x_s [m]	Abstand vom Mittelpunkt des Feuers bis zum Sicherheitsabstand (1,3 kW/m ²)
u [m/s]	Fluchtgeschwindigkeit = 4 m/s

Für die Flächennutzungsplanung wird im SFK/TAA-GS-01-Leitfaden als Grenzwert 1,6 kW/m² als Beginn nachteiliger Wirkungen für Menschen verwendet. Eine Bestrahlungsstärke von 10,5 kW/m² für 40 s markiert die Schwelle der lebensbedrohenden gesundheitlichen Auswirkungen, die nach § 2 Nr. 4 a für einen einzelnen Menschen maßgeblich ist.

Probit Function

Bei der Wärmestrahlung wird die Intensität (Dosis) aus der zeitabhängigen Bestrahlungsstärke und der Bestrahlungsdauer (siehe oben) berechnet (q in kW/m² und t in Sekunden) /5/:

$$V = q^{4/3} t$$

Die Probit Variable Y berechnet sich wieder nach folgendem Ansatz:

$$Y = a + b \cdot \ln(V)$$

In /78/ sind die folgenden Konstanten zusammengestellt worden (Tabelle 7):

Tabelle 7: Konstanten der Probit Function für Wärmestrahlung

Schädigung	a	b
Verbrennung ersten Grades	-39,8	3,019
Verbrennung zweiten Grades	-43,1	3,019
Tödliche Verbrennung, ungeschützte Person	-36,38	2,56
Tödliche Verbrennung, geschützte Person	-37,2	2,56
Tödliche Verbrennung, bei Entzündung der Kleidung	-10,7	1,99

Bei einer Gaswolkenexplosion wird in /5/ davon ausgegangen, dass aufgrund der geringen Branddauer nur Personen und Gegenstände in der Gaswolke gefährdet sind.

2.3.2.2.3 Explosionsüberdruck

Grenzwerte

Eine Liste von Schadensbildern ist in einem für das Umweltbundesamt (UBA) von der BAM erarbeiteten Forschungsbericht /80/ zusammengestellt. Hierbei wurden die senkrecht reflektierten Stoßdrücke angegeben. Davon abweichend sind in /79/ die halben Werte aufgeführt worden, die etwa dem Spitzenüberdruck der ungestörten Stoßwelle in Ausbreitungsrichtung entsprechen. Die folgenden Tabellen 8 und 9 aus /79/ geben einen Überblick über die möglichen Schäden in Bezug auf den maximalen Explosionsüberdruck:

Für die Flächennutzungsplanung wird im SFK/TAA-GS-01-Leitfaden als Grenzwert der Mittelwert aus der irreversiblen Schädigung durch Trommelfellriss bei einem Explosionsüberdruck von 0,175 bar und Schäden durch z. B. zersplittertes Glas ab 0,05 bar (für 100 % Bruch) gebildet. Als mittlerer Grenzwert wird 0,1 bar gesetzt. Ein Explosionsspitzendruck von 1,85 bar markiert die Schwelle der lebensbedrohenden gesundheitlichen Auswirkungen, die nach § 2 Nr. 4 a für einen einzelnen Menschen maßgeblich ist.

Tabelle 8: Explosionsauswirkungen auf Gebäude und Anlagen

Schaden	max. Explosions- überdruck in bar
Glasscheiben	
Gelegentlicher Bruch großer unter Spannung stehender Scheiben	0,002
Glasbruch durch Schallwellen	0,003
Bruch kleiner unter Spannung stehender Scheiben	0,005
Bruch von 10 % der Scheiben	0,01
Bruch von 75 % der Scheiben	0,03
Bruch von 100 % der Scheiben	0,05
Häuser	
Schäden an Fensterrahmen, Türen, Dächern	0,005
Geringe Schäden an Dächern	0,020
Gelegentliche Beschädigung von Fensterrahmen, Risse im Mauerputz	0,035
Zerstörung der Dächer und Wände von Holzhäusern	0,06
Zerstörung Seitenwandverkleidungen	0,075
Beschädigung des Außenputzes	0,085
Zerstörung gemauerter Wände	0,10
Zerstörung von Wänden aus Ziegel- und Schlackesteinen	0,13
Zerstörung von 20 bis 30 cm dicken Ziegelsteinausfachungen	0,15
Mittlere Schäden an Fachwerkgebäuden	0,20
Zerstörung 24er Mauerwerk	0,25
Schwere Schäden an Fachwerkgebäuden	0,31
Nahezu vollständige Zerstörung üblicher Gebäude	0,40
Zerstörung 50er Mauerwerk	0,50
Anlagenteile	
Stahlblechplatten verbeult	0,075
Stahlrahmen von Skelettgebäuden leicht verformt	0,095
Öltanks aufgerissen	0,215
Zerstörung von Stahlbetonwänden	0,35
Eisenbahnwagen wird umgeworfen	0,46
99 % Schaden an Tanks mit konischem Dach	0,55
Beladene Güterwagen werden umgestürzt	0,60
Beladene Güterwagen zerstört, 99 % Schaden an horizontal gelager- ten Druckkesseln, chemischen Reaktoren und Wärmetauschern	0,75

Tabelle 9: Explosionsauswirkungen auf Personen

Schaden	max. Explosions- überdruck in bar
Personen	
Unangenehme Knallwirkung tiefer Frequenz	0,0015
Sehr lauter Knall	0,003
Personen werden umgestoßen	0,010
Druckbezogener Grenzwert für Schäden durch Spreng- und Wurfstücke	0,015
Untere Grenze Trommelfellriss	0,175
Untere Grenze für Lungenschäden	0,85
Untere Grenze für ernste Lungenschäden	1,85
Untere Letalitätsgrenze	2,05

Probit Function

Für die Schädigung durch Trommelfellriss wird in /6/ die folgende Beziehung für die Probit Variable Y angegeben:

$$Y = -12,6 + 1,524 \ln(P_s)$$

Mit dem Explosionsüberdruck P_s in Pa.

Für eine tödliche Lungenschädigung werden die folgenden Beziehungen angegeben:

$$Y = 5,0 - 5,74 * \ln(S)$$

$$S = \frac{4,2}{\bar{p}} + \frac{1,3}{\bar{i}}$$

$$\bar{p} = \frac{p}{p_0}$$

$$\bar{i} = \frac{i}{p_0^{1/2} m^{1/3}}$$

Hierbei bedeuten:

p [Pa]	Explosionsüberdruck
p_0 [Pa]	Umgebungsdruck
i [Pa s]	Impuls der Druckwelle
m [kg]	Masse der Person (75 kg)

2.3.2.2.4 Trümmerwurf

Kommt es zu einem Behälterbersten, so kann nach bisherigen Erfahrungen davon ausgegangen werden, dass nur wenige Behälterfragmente entstehen, die weggeschleudert werden /94/. Unter den Annahmen, dass

- die Wahrscheinlichkeit des Startwinkels eines Fragments gleich verteilt ist,
- ausreichend Masse und Geschwindigkeit eines Fragmentes vorliegt, um eine Person zu schädigen,
- 10 Fragmente bei einem Behälterbersten entstehen,
- die Fläche einer Person 2 m² beträgt,

kann die Wahrscheinlichkeit eines Personenschadens durch Trümmerflug abgeschätzt werden.

Ein auf ebenem Boden stehender Behälter birst. Die Fläche, die die Fragmente treffen können, ist eine Halbkugel (einschließlich kreisförmiger Bodenfläche) mit dem Radius r . Die Fläche berechnet sich nach folgender Beziehung:

$$A_{Fr} = \pi r^2 + 2 \pi r^2$$

Unter den genannten Annahmen berechnet sich die Trefferwahrscheinlichkeit aus der Fläche, die die Fragmente treffen können, im Verhältnis zur Körperfläche zu

$$W_{Fr} = \frac{20}{3 \pi r^2}$$

In einer Entfernung von 10 m beträgt dann die Trefferwahrscheinlichkeit ca. $2,1 \cdot 10^{-2}$ und in 50 m nur noch $8,5 \cdot 10^{-4}$. Die Trefferwahrscheinlichkeit muss zur Berechnung des Risikos noch mit der Eintrittshäufigkeit des Behälterberstens multipliziert werden. Das Risiko durch Trümmerflug ist dann im Verhältnis zu den toxischen, Brand- und Explosions-Risiken nur im Nahbereich relevant und wird daher in den folgenden Risikoanalysen nicht weiter berücksichtigt.

2.3.2.2.5 Diskussion der Störfallbeurteilungswerte

In Deutschland werden für die Beurteilung von Stoff- und Energiefreisetzungen im Technischen Regelwerk (TRB 600, TRAS 110) und auch bei der Flächennutzungsplanung /73/ Grenzwerte verwendet, die keine dauerhafte Schädigung von Personen erwarten lassen. Bei der Flächennutzungsplanung ist aus der Analyse der Begriffsidentitäten von Störfall-Verordnung und ERPG-Definition herausgearbeitet worden /73/, dass der Schweregrad 2 der AEGL- bzw. ERPG-Werte zu verwenden ist. Der AEGL- bzw. ERPG-3-Wert markiert die Schwelle der lebensbedrohenden gesundheitlichen Auswirkungen, die nach § 2 Nr. 4 a für einen einzelnen Menschen maßgeblich ist.

Da die Zielsetzung der Risikoanalyse die Bestimmung des Individualrisikos im Betriebsbereich einer Störfallanlage und in deren Umgebung ist, wird vorgeschlagen, für die Bewertung von toxischen Auswirkungen AEGL- bzw. ERPG-3-Werte zu verwenden. Liegen AEGL-Werte vor, so sind diese zu bevorzugen, um den Einfluss Störfall begrenzender Maßnahmen berücksichtigen zu können. Als Alternative steht auch das Konzept der Probit Function, insbesondere für Fluorwasserstoff, zur Verfügung. Die Methode hat den Vorteil, kontinuierlich die Wahrscheinlichkeit, tödlich geschädigt zu werden, in Abhängigkeit von der Dosis und somit auch von der Entfernung berechnen zu können. Problematisch sind die unterschiedlichen Angaben der Stoffparameter in der Literatur zu sehen. Inwieweit sich aus der Verwendung der unterschiedlichen Bewertungsmaßstäbe andere Aussagen der Risikoanalyse ergeben, wird im Rahmen der vorliegenden Arbeit untersucht.

Bei den Auswirkungen von Wärmestrahlung ist zu unterscheiden zwischen einer Gaswolkenexplosion und einem Lachenbrand. Bei einer Gaswolkenexplosion wird davon ausgegangen, dass Personen innerhalb der Gaswolke lebensbedrohlich geschädigt werden. Außerhalb der Gaswolke wird davon ausgegangen, dass aufgrund der geringen Bestrahlungsdauer keine Schädigungen zu erwarten sind. Bei Lachenbränden ist die Branddauer im Allgemeinen so lang, dass Personen in der Umgebung geschädigt werden können. Wird die Schwelle der lebensbedrohenden gesundheitlichen Auswirkungen wieder als Maßstab angesetzt, so werden die Auswirkungen einer Verbrennung 2. Grades (27 kW/m^2) als Grenzwert vorgeschlagen. Bei der Probit Function gibt es bei der Wärmestrahlung nach dem bisherigen Wissensstand keine unterschiedlichen Parametersätze, was die Anwendbarkeit verbessert.

Bei den Auswirkungen einer Gaswolkenexplosion wird vorgeschlagen, dass die untere Grenze der Lungenschädigung (Explosionsüberdruck: 0,85 bar) als Schwelle der lebensbedrohenden gesundheitlichen Auswirkungen herangezogen wird. Alternativ hierzu kann auch die Probit Function Methode für den Lungenriss eingesetzt werden.

Inwieweit nach diesem Ansatz aber überhaupt die Wahrscheinlichkeit einer Schädigung besteht, ist näher zu untersuchen, da nur bei sehr ungünstigen Randbedingungen mit Explosionsüberdrücken über 0,5 bar zu rechnen ist.

2.3.3 Ausfallhäufigkeiten

Um einen Überblick über die zur Verfügung stehenden Daten für Ausfallhäufigkeiten von Anlagenteilen und zum menschlichen Fehlverhalten zu erhalten, wurde eine Datenbank aus frei zugänglichen (zum Teil käuflichen) Literaturquellen erstellt. Dabei wurden ausschließlich generische Daten erfasst. Das heißt, es wurde auf veröffentlichte Informationen und Rohdaten zurückgegriffen, die ihrerseits auf der Basis bereits ausgewerteter Betriebserfahrungen beruhen /26/.

Ein großer Anteil der in der Datenbank enthaltenen Daten wurde einigen wenigen Veröffentlichungen entnommen /13/, /27/ - /31/, /86/. Eine Analyse der Daten nach ihrer Herkunft er-

gibt, dass etwa 57 % der erfassten Daten als „gesicherte Daten“ bezeichnet werden können, die mit statistischen Methoden bzw. erweiterten deduktiven Betrachtungsweisen (Bayes-Statistik) aus den Rohdaten gewonnen wurden. Dieser Teil der Daten ist relativ gut dokumentiert und lässt sich eindeutigen Anwendungsbereichen zuordnen:

Kerntechnik:	20 %
Offshore:	30 %
Chemie:	7 %

Die restlichen „unscharfen Daten“ fallen entweder in die Kategorie Expertenschätzungen oder können nicht eindeutig zugeordnet werden. Zusammenfassend kann aber festgestellt werden, dass für die meisten der in der chemischen Industrie vorkommenden Anlagenelemente Daten vorhanden sind.

In den folgenden Kapiteln werden die in den Risikoanalysen verwendeten Ansätze für die Ausfall- oder Leckagehäufigkeiten verschiedener Anlagenteile beschrieben. Diese Ansätze werden für alle Anlagentypen verwendet.

Ziel ist es, nicht „exakte“ Werte für die Häufigkeiten zu verwenden, sondern mit einem in sich konsistenten Datensatz alle Anlagen zu berechnen und damit eine Vergleichbarkeit der Risiken, die sich aus dem Betrieb der Anlagen ergeben, zu erreichen.

2.3.3.1 Versagen von Rohrleitungen

Leckage oder Bruch von Rohrleitungen kann durch eine Reihe von Ursachen ausgelöst werden.

Wesentliche Ursachen sind nach /30/ beispielsweise:

- Korrosion oder Erosion
- Anfahren durch Transportmittel (LKW, Krane, ...)
- Beschädigungen oder Fehler während der Installation
- Fehlerhafte Konstruktion der Ausdehnungselemente
- Vibration
- Überdruck oder Überhitzung.

Verallgemeinert man diese sehr speziellen Ursachen des Versagens von Rohrleitungen in der chemischen Industrie, so kann man nach /30/, /32/ die folgende Aufteilung vornehmen:

Tabelle 10: Ursachen des Versagens von Rohrleitungen in der chemischen Industrie

Ursache des Versagens	Anteil [%]
Materialversagen (z. B. durch Überbelastung)	20,5
Korrosion (innere und äußere)	15,6
Ermüdung	3,5
Bedienfehler und inkorrekte Installation	35,4
Äußere Einwirkung	23,5
Sonstiges (z. B. Abrasion, Erosion)	1,5

Betrachtet man die überwiegend technisch bedingten Versagensarten (Überbelastung, Korrosion, Ermüdung, Sonstige) von Rohrleitungen, so machen diese ca. 41 % der Fehlermöglichkeiten aus. Den größten Einfluss auf das Versagen von Rohrleitungen hat allerdings der Mensch. Mögliches menschliches Fehlverhalten (Bedienfehler, inkorrekte Installation) sowie äußere Einwirkungen (z. B. Fahrzeugunfälle) stellen die Hauptursachen für das Versagen von Rohrleitungen dar. Diese Aussage deckt sich mit den Angaben in /33/.

Auf der Grundlage der Rijnmond-Studie /34/ sind im Purple Book /2/ die in Tabelle 11 aufgeführten Ausfallraten für Rohrleitungen festgelegt worden. Bei einem Rohrabriss wird von einer Leckfläche entsprechend dem Rohrlungsdurchmesser und einer Stofffreisetzung aus beiden Rohrteilen ausgegangen. Bei einer Rohrleitungsleckage soll der Leckdurchmesser 10 % des Nenndurchmessers und maximal 50 mm betragen. Es wird darauf hingewiesen, dass die Eingangsdaten in Prozessanlagen ohne besondere äußere Einflüsse wie korrosionsfördernde Umgebung oder erhöhte Vibrationen ermittelt worden sind. Liegen solche Bedingungen vor, so ist ein Faktor von 3 - 10 auf die Ausfallraten anzuwenden.

Tabelle 11: Leckagehäufigkeit von Rohrleitungen aus /2/

	Rohrabriss	Leckage der Rohrleitung
DN < 75 mm	1×10^{-6} [1/m*a]	5×10^{-6} [1/m*a]
75 mm < DN < 150 mm	3×10^{-7} [1/m*a]	2×10^{-6} [1/m*a]
DN > 150 mm	1×10^{-7} [1/m*a]	5×10^{-7} [1/m*a]

DNV-CONSULTING kommt nach Auswertung der Datenlage für Ausfallraten für Rohrleitungen, Behälter und andere Anlagenteile zu der Aussage, dass die verwendeten Ausfallraten für Onshore-Prozessanlagen nur eine geringe Datenbasis haben und im Wesentlichen Expertenmeinungen widerspiegeln /38/, /39/. Als die zurzeit beste Datenbasis wird die HSE-Datenbank /36/, /37/ angesehen. Zwar fehlen auch hier Angaben zu Eintrittshäufigkeiten von einzelnen Leckgrößen und speziell bei Rohrleitungen Angaben zu den Rohrleitungslängen in den untersuchten Anlagen, so dass die benötigte Leckagehäufigkeit pro Jahr und Rohrleitungslänge nur eine Schätzung ist.

Trotzdem stellt es aber eine ausreichende Grundlage für die Entwicklung von „Ausgleichsfunktionen“ dar.

Der Vergleich zwischen den bisher verwendeten Onshore Daten und der HSE-Datenbasis für Offshore-Anlagen ergab /38/, dass die Offshore Daten deutlich größere Leckagehäufigkeiten aufweisen. Dies auf die ungünstigeren Umgebungsbedingungen zurückzuführen, wird mit Hinweis auf eine Analyse der Ursachen der Offshore-Leckagen verworfen (siehe Tabelle 12).

Tabelle 12: Analyse der Ursachen von Leckagen in Offshore-Anlagen /38/

Ursachen		Anzahl der Leckagen	Prozentualer Anteil
Auslegungsfehler		321	10 %
Versagen des Anlagenteils	Korrosion/Erosion	277	40 %
	Mechanischer Fehler	920	
	Materialfehler	76	
	Andere Fehler	89	
Bedienfehler und inkorrekte Installation	Fehler bei der Installation	267	33 %
	Bedienfehler	732	
	Mechanische Beschädigung	36	
	Andere Fehler	81	
Fehler in der Prozesssteuerung	Nicht Befolgen von Betriebsanweisungen	231	17 %
	Fehlerhafte Betriebsanweisungen	323	
		34	
	Andere Fehler		

Die Ursachen der Offshore-Leckagen sind ähnlich verteilt wie die aufgeführten Ursachen in Onshore-Anlagen /30/, /32/. Die von DNV daraus abgeleitete Argumentation ist aber nicht nachvollziehbar, da die absolute Anzahl der Leckagen für die Leckagehäufigkeit relevant ist und nicht nur deren Verteilung auf die Ursachen.

Auf der Basis der dokumentierten Freisetzungsmengen im Vergleich mit Berechnungen kommt DNV zu dem Ergebnis, dass die Leckagehäufigkeiten in Abhängigkeit von den Prozessbedingungen festgelegt werden sollten. Es werden daher drei standardisierte Freisetzungsszenarien definiert:

Szenario 1: drucklose Leckage (Betriebsüberdruck < 0.01 bar)

Szenario 2: begrenzte Leckage (Druck < Betriebsdruck) und Segmentierung der Anlage bzw. begrenzte Menge durch Inhalt des Anlagenteils

Szenario 3: vollständige Leckage (Druck $\geq$ Betriebsdruck), späte oder fehlende Segmentierung

Mit der Aufteilung der Häufigkeiten aus der HSE-Datenbank /36/ zu den angegebenen Szenarien wird das Ziel verfolgt, die Kompatibilität zur bisherigen Vorgehensweise zur Durchführung einer QRA für Prozessanlagen zu gewährleisten und die Absolutwerte zu reduzieren. Es werden hierzu die folgenden Beziehungen angegeben:

Leckagehäufigkeit, gesamt aus /38/:

$$\lambda_{\text{total}} = 3,7 \cdot 10^{-5} \left(1 + \frac{1000}{D^{1,5}}\right) \frac{1}{d^{0,74}} + 3 \cdot 10^{-6} \text{ [1/m*a]}$$

Leckagehäufigkeit, vollständige Leckage:

$$\lambda_{\text{full}} = 8 \cdot 10^{-6} \left(1 + \frac{1000}{D^{1,3}}\right) \frac{1}{d^{1,42}} \text{ [1/m*a]}$$

Leckagehäufigkeit, drucklose Leckage:

$$\lambda_{\text{zero}} = \frac{9 \cdot 10^{-6}}{\sqrt{d}} + 1 \cdot 10^{-6} \text{ [1/m*a]}$$

Leckagehäufigkeit, begrenzte Leckage:

$$\lambda_{\text{lim}} = \lambda_{\text{total}} - \lambda_{\text{full}} - \lambda_{\text{zero}} \text{ [1/m*a]}$$

Hierbei bedeuten:

D: Rohrleitungsdurchmesser [mm]

d: Leckdurchmesser [mm]

Der von der BAM verfolgte Ansatz zur Ableitung von Leckagehäufigkeiten für Rohrleitungen beruht auf der Auswertung von /35/, /36/. Ziel ist es, standardisierte, generische Leckagehäufigkeiten von Rohrleitungen für Prozessanlagen ohne Festlegung von Austrittsszenarien zu bestimmen.

In der HSE Datenbank /36/ sind folgende Angaben (Tabelle 13) zur Leckagehäufigkeit von Rohrleitungen enthalten:

Tabelle 13: Leckagehäufigkeit von Rohrleitungen aus /36/

Rohrdurchmesser	Systemjahre	Leckagehäufigkeit [1/a]	Anteil der Leckdurchmesser [mm]						
			< 10	10 - 25	25 - 50	50 - 75	75 - 100	>= 100	Keine Angabe
D ≤ 3"	1362467 (32 %)	$2,00 \cdot 10^{-4}$	0,79	0,13	0,06	0,01	0,01	0,00	0,01
3" < D ≤ 11"	2248577 (52 %)	$5,87 \cdot 10^{-5}$	0,75	0,05	0,02	0,02	0,0	0,10	0,06
D > 11"	655519 (16 %)	$5,49 \cdot 10^{-5}$	0,64	0,08	0,0	0,0	0,0	0,17	0,11

Die Leckagehäufigkeit bei Rohrleitungen mit einem Durchmesser < 3" (ca. DN 80) ist größer als bei den größeren Rohrleitungen. Dies lässt sich durch die in der HSE 2002 Statistik /37/ aufgeführten Ursachen der Leckagen erklären, die zu 36 % auf Korrosion/Erosion und zu 12 % auf Schwingungen/Ermüdungsbruch zurückgeführt werden. Bei größeren Rohrleitungen sind die Wanddicke und die Massenträgheit größer, sodass eine geringere Anzahl von Leckagen plausibel ist.

DNV hat aus diesen drei Daten eine kontinuierliche Abhängigkeit der Versagenshäufigkeit vom Durchmesser abgeleitet. Dies erscheint bei der beschränkten Datenlage vor allem bei kleineren Durchmessern diskussionswürdig. Bei der Aufteilung der Leckagehäufigkeit auf die Leckdurchmesser ist auffällig, dass bei großen Rohrleitungen der Anteil der großen Leckagen wächst. Dies deutet darauf hin, dass hier nicht die genannten Schadensursachen relevant sind, sondern eher mechanische Beschädigungen, die dann gleich zu großen Leckflächen führen.

Für die weitere Verwendung der Leckagehäufigkeiten in der QRA ist eine Angabe in Bezug auf die Rohrleitungslänge erforderlich. Aus der Summation der Systemjahre der untersuchten Rohrleitungen und dem zugrunde liegenden Beobachtungszeitraum kann eine mittlere Rohrleitungsanzahl, die in einem Jahr vorhanden war, berechnet werden. Aus der Anzahl der Installationsjahre (Anlagenanzahl * Jahre) der in den Berichten erfassten Offshore-Anlagen und dem Beobachtungszeitraum kann eine mittlere Anzahl von Anlagen pro Betriebsjahr bestimmt werden. Aus dem Verhältnis beider Angaben berechnet sich dann eine mittlere Rohrleitungsanzahl pro Anlage von ca. 1.900 Rohrleitungen.

Die Aufteilung der Rohrleitungen auf die drei genannten Durchmesserklassen wird sich entsprechend der Systemjahre verhalten. Da in die Rohrleitungsklasse mit Durchmessern < 3" auch die Messleitungen fallen, wird für diese Klasse eine mittlere Rohrleitungslänge von 1 m angenommen. Bei den Betriebsleitungen der Klasse 3" < D < 11" erscheinen Längen von 5 m und bei den großen Sammelleitungen von 10 m plausibel.

Tabelle 14: Ermittlung der Rohrleitungslängen

Rohrdurchmesser	Systemjahre	Anzahl der Rohrleitungen	Mittlere Rohrleitungslänge	gesamte Rohrleitungslänge
D ≤ 3"	32 %	608	1 m	608 m
3" < D ≤ 11"	52 %	988	5 m	4940 m
D > 11"	16 %	304	10 m	3040 m

Mit den so abgeschätzten Rohrleitungslängen können die Leckagehäufigkeiten für die drei Rohrleitungsklassen berechnet werden:

Tabelle 15: Leckagehäufigkeit unter Berücksichtigung der Rohrleitungslänge

Rohrdurchmesser	Leckagehäufigkeit [1/a*m]
D ≤ 3"	$3,3 \cdot 10^{-7}$
3" < D ≤ 11"	$1,2 \cdot 10^{-8}$
D > 11"	$1,8 \cdot 10^{-8}$

Durch die Berücksichtigung der Rohrleitungslänge wird noch deutlicher, dass die Leckagehäufigkeit bei kleinen Rohrleitungen D < 3" eine Zehnerpotenz größer ist als bei den größeren Leitungen. Daher werden die Leckagehäufigkeiten in zwei Durchmesserklassen eingeteilt:

Tabelle 16: Leckagehäufigkeit der Durchmesserklassen

Nenndurchmesser	Leckagehäufigkeit [1/a*m]
DN < 100	$3,3 \cdot 10^{-7}$
DN ≥ 100	$1,5 \cdot 10^{-8}$

In der HSE-Datenbank sind auch die Verteilungen der Leckgrößen in den einzelnen Rohrleitungsklassen angegeben. Bei den beiden Klassen mit Rohrdurchmessern > 3" sind zu 6 % bzw. 11 % der Leckagen keine Informationen zu den Leckgrößen vorhanden. Eine Unterscheidung der Leckgrößenverteilung in Abhängigkeit von der Rohrleitungsklasse erscheint daher nicht sinnvoll und es werden alle Anteile der Leckgrößen (Durchmesser) wie folgt zusammengefasst:

Tabelle 17: Verteilung der Leckdurchmesser

Leckdurchmesser	Anteil der Leckdurchmesser
d < 10 mm	0,73
10 < d < 25mm	0,09
25 < d < 50mm	0,03
50 < d < 75mm	0,01
75 < d < 100mm	0,003
>= 100 mm	0,09

Wie schon diskutiert, ist der große Anteil von Lecks mit einem Durchmesser von über 100 mm nicht mehr auf Korrosion usw. zurückzuführen, sondern eher auf mechanische Beschädigungen oder Bedienfehler und inkorrekte Installation. Da ein Ansatz für Leckagehäufigkeiten für Rohrleitungen des Grundrisikos entwickelt wird, wird dieser Anteil nicht betrachtet. Die Leckgrößenverteilung F_d kann unter dieser Voraussetzung in erster Näherung als Exponentialfunktion beschrieben werden, deren Integrale in den Bereichen der Leckgrößen in der HSE-Datenbank etwa die angegebenen Anteile der Leckdurchmesser ergeben:

$$F_d = 0,38 e^{-0,9\sqrt{d}}$$

Bei der praktischen Durchführung einer Risikoanalyse sind die Rohrleitungslängen und Nenn-durchmesser der Rohrleitungen bekannt. Es muss für die Auswirkungsberechnungen festgelegt werden, welche Leckgrößen bei welchen Rohrleitungsdurchmessern betrachtet werden.

Bei einer Rohrleitung kann im Prinzip jeder Leckdurchmesser zwischen 1 mm (als Minimalwert festgelegt) und dem äquivalenten Rohrleitungsdurchmesser des Rohrabrisses auftreten. Bei der Festlegung einer hypothetischen Leckage an einer Rohrleitung oder einem Behälter wird im Leitfaden TAA-GS-03 /40/ ein Leck-vor-Bruch-Verhalten durch den Einsatz von zähen Werkstoffen vorausgesetzt. Bei einer geschützten Verlegung außerhalb des Einwirkungsbereichs größerer mechanischer Belastungen sind danach keine Einwirkungen zu erwarten, die zum sofortigen Totalversagen führen können. Unter Berücksichtigung der Berechnungen von PROF. STROHMEIER et al. zum Risswachstum an Rohrleitungen und Behältern wird in diesem Leitfaden davon ausgegangen, dass die für ein katastrophales Versagen erforderlichen kritischen Rissgrößen so groß sind, dass sie bei Standard-Prüfungen sicher entdeckt werden und damit der komplette Abriss von entsprechend ausgeführten, sorgfältig verlegten und überwachten Rohrleitungen nach menschlichem Ermessen auszuschließen ist.

Für die Festlegung von größeren Lecks in einer Rohrleitung wird im Leitfaden TAA-GS-03 der Ansatz von PROF. BRÖTZ mit einer Leckfläche von $0,01 D^2$ verwendet. Für größere Querschnitte als DN 100 ist diese Annahme nicht mehr sinnvoll, da die sich dann ergebenden Leckflächen eine

unrealistische Größe erreichen würden. Hier wird im Leitfaden durchgängig eine Leckfläche von 100 mm² vorgeschlagen.

Der Ansatz des BRÖTZ'SCHEN Lecks wird für die Festlegung des maximal zu erwartenden Leckdurchmessers einer Rohrleitung herangezogen, wobei aber der im Leitfaden TAA-GS-03 festgelegte Maximalwert nicht verwendet wird, da bei einer Risikoanalyse auch große Lecks mit geringer Eintrittswahrscheinlichkeit nicht ausgeschlossen werden sollen. Der maximale Leckdurchmesser berechnet sich somit nach

$$d_{\max} = \sqrt{\frac{0,04}{\pi}} DN.$$

Theoretisch müsste das Risiko für alle möglichen Leckgrößen einer Rohrleitung berechnet und addiert werden. Da dies aber zu einem unverhältnismäßig großen Aufwand führt, werden sechs Rohrklassen gebildet und die Nennweiten der Stahlrohrleitungen zugeordnet:

Tabelle 18: Leckannahmen bei Rohrleitungsleckagen

Klasse	Rohrklassen DN [mm]	Leckdurchmesser [mm]	Anteil an der Leckagehäufigkeit [%]
I	10; 15; 20; 25; 32; 40	5	56
II	50; 65; 80; 100	11	19
III	125; 150; 200	22	12
IV	250; 300	34	4
V	350; 400	45	2
VI	500-600	68	1

Für jede Rohrklasse werden die maximal zu erwartenden Leckdurchmesser nach dem BRÖTZ'SCHEN Ansatz berechnet. Aus dem Ansatz für die Leckgrößenverteilung F_d kann durch Integration die Häufigkeit für eine Rohrklasse berechnet werden (Tabelle 18, Spalte 4) und anschließend damit die Leckagehäufigkeit der Durchmesserklassen nach Tabelle 16 multipliziert werden. Es ergeben sich dann die in den beiden folgenden Tabellen 19 und 20 aufgeführten Leckagehäufigkeiten.

Tabelle 19: Leckagehäufigkeit bei Rohrleitungsleckagen für Rohrleitungen DN < 100

Klasse	Häufigkeit [1/a*m]
I	$1,9 \cdot 10^{-7}$
II	$6,3 \cdot 10^{-8}$

Tabelle 20: Leckagehäufigkeit bei Rohrleitungsleckagen für Rohrleitungen DN $\geq$ 100

Klasse	Häufigkeit [1/a*m]
I	$8,4 \cdot 10^{-9}$
II	$2,3 \cdot 10^{-9}$
III	$1,8 \cdot 10^{-9}$
IV	$6,0 \cdot 10^{-10}$
V	$3,0 \cdot 10^{-10}$
VI	$1,5 \cdot 10^{-10}$

Die berechneten Häufigkeiten erscheinen auf den ersten Blick relativ klein, wobei aber berücksichtigt werden muss, dass die Rohrleitungslängen in jeder Rohrklasse mehrere hundert Meter betragen können.

Nach der beschriebenen Methode müssen für eine Rohrleitung DN 150 drei Auswirkungsbetrachtungen für die Leckgrößen 5 mm, 11 mm und 22 mm durchgeführt werden. Das Risiko berechnet sich dann als Summe der drei Berechnungen unter Verwendung der Häufigkeiten für Rohrleitungen DN $\geq$ 100 (Tabelle 20) und der Rohrleitungslänge.

Für Rohrleitungen aus nichtrostendem Stahl werden die Leckagehäufigkeiten unter Berücksichtigung der Analyse der Ursachen von Leckagen in Offshore-Anlagen (Tabelle 12) um 30 % reduziert.

2.3.3.2 Abriss von Rohrleitungen

Mögliche Gefahrenquellen für einen Rohrleitungsabriss können sein:

1. Zusatzbelastung deutlich über der Auslegung der Rohrleitung, z. B. Personen treten auf Messleitungen mit geringem Durchmesser.
2. Mechanische Beschädigung der oberirdischen Rohrleitung infolge Bautätigkeit oder Wartungs- und Instandsetzungsarbeiten.
3. Mechanische Beschädigung der Rohrleitung durch das Anfahren einer Rohrbrücke mit einem Fahrzeug.
4. Mechanische Beschädigung der Rohrleitung in Füllanlagen durch Bewegung der Fahrzeuge.
5. Mechanische Beschädigung der Rohrleitung durch äußere Gefahrenquellen im Sinne der Störfall-Verordnung wie z. B. Erdbeben, Hochwasser, Flugzeugabsturz.

Zu 1.:

Bei Rohrleitungen mit kleinen Nennweiten $DN < 15$ ist eine Beschädigung durch Zusatzbelastungen nicht auszuschließen. Es wird davon ausgegangen, dass die Versagenshäufigkeit etwa gleich groß ist wie die Leckagehäufigkeit der Klasse II.

$$\lambda = 5 \cdot 10^{-8} \text{ [1/a*m]}; \quad DN < 15$$

Zu 2.:

Bei Bautätigkeiten oder Wartungs- und Instandsetzungsarbeiten können durch herabfallende Gegenstände Rohrleitungen abreißen. Mit zunehmendem Durchmesser wird dies aber immer unwahrscheinlicher. In der HSE Datenbank /36/ sind für Rohrleitungen mit Durchmessern $> 11''$ bei 17 % der Leckagen Leckdurchmesser mit über 100 mm ermittelt worden. Dies kann auf mechanische Beschädigungen oder aber auf Öffnen von nicht geschlossenen Rohrleitungen zurückzuführen sein.

Darauf aufbauend wird vorausgesetzt, dass die Versagenshäufigkeit von Rohrleitungen mit einem Durchmesser von $DN 600$ ca. 17 % der Leckagehäufigkeit der Klasse VI entspricht und für kleinere Durchmesser nach folgender Beziehung ansteigt:

$$\lambda = \frac{1,1 \cdot 10^{-5}}{DN^2} \text{ [1/a*m]}; \quad DN > 15$$

Bei erdgedeckten Rohrleitungen und Rohrleitungen außerhalb eines potenziellen Einwirkungsbereiches von herabfallenden Gegenständen wird kein Rohrleitungsabriss unterstellt.

Zu 3.:

Die Beschädigung einer Rohrbrücke durch Baufahrzeuge ist ein bekanntes Ereignis. Im ungünstigsten Fall kann es auch zu einem Rohrleitungsabriss kommen, dessen Eintrittshäufigkeit natürlich mit steigendem Rohrlitungsdurchmesser geringer wird. Es wird davon ausgegangen, dass die Häufigkeit etwa um den Faktor 5 größer ist als bei Bautätigkeiten, Wartungs- und Instandsetzungsarbeiten. Als Rohrlitungslänge ist hierfür die Länge der Rohrbrücken anzusetzen:

$$\lambda = \frac{5,5 \cdot 10^{-5}}{DN^2} \text{ [1/a*m]}; \quad DN > 15$$

Zu 4.:

Die Wahrscheinlichkeit einer Beschädigung der Rohrlitung in Füllanlagen durch Bewegung der Fahrzeuge ist wesentlich durch die getroffenen technischen und organisatorischen Maßnahmen beeinflusst. Daher wird diese Gefahrenquelle ggf. im Rahmen des Betriebsrisikos durch Fehlerbäume betrachtet.

Zu 5.:

Befindet sich eine Anlage in einem durch Erdbeben oder Hochwasser gefährdeten Bereich oder im Nahbereich eines Flughafens, so müssen Einzelfallbetrachtungen durchgeführt werden.

2.3.3.3 Schläuche und Gelenkarme

In der Rijmond-Studie /6/, /11/ wurden die folgenden Versagenshäufigkeiten von Schläuchen und Gelenkarmen in Füllanlagen in Abhängigkeit von der Betriebsdauer h der Schläuche verwendet:

Tabelle 21: Leckagehäufigkeit bei Schläuchen und Gelenkarmen

Schlauch, leicht beansprucht	$4,0 \cdot 10^{-6}$ [1/h]
Schlauch, schwer beansprucht	$4,0 \cdot 10^{-5}$ [1/h]
Gelenkarm, Leckage	$3,0 \cdot 10^{-6}$ [1/h]
Gelenkarm, Abriss	$3,0 \cdot 10^{-8}$ [1/h]

Da zurzeit keine aktuelleren Daten vorliegen, werden diese Werte für die Berechnungen herangezogen, wobei als Leckgröße wieder der BRÖTZ'SCHE Ansatz vorausgesetzt wird. Für fest installierte Schläuche als Verbindungselemente von Behältern, Pumpen und Verdichtern zum Rohrleitungssystem wird davon ausgegangen, dass die Versagenshäufigkeit eine Zehnerpotenz geringer ist als bei den leicht beanspruchten Füllschläuchen ($4,0 \cdot 10^{-7}$ [1/h]).

2.3.3.4 Behälterleckage

Für die Häufigkeit des Versagens von Behältern oder Tanks sind in der Literatur /11/, /12/, /41/ sehr unterschiedliche Angaben zu finden. Teilweise wird mit den angegebenen Versagenshäufigkeiten nicht nur das Versagen des Behälters oder des Tanks beschrieben, sondern auch die am Tank oder Behälter installierte Instrumentierung bzw. besondere Betriebsbedingungen. Abgebildet wird das katastrophale Versagen und/oder die Leckage der Behälter. Als Ursachen für den Verlust der Barrierefunktion werden beispielsweise Korrosion, fehlerhafte Betriebsbedingungen, mechanische Beanspruchungen (Erschütterungen, Vibrationen usw.) sowie die Einwirkung von äußeren Ereignissen (Erdbeben, Sturm, Blitzschlag) genannt.

Für die weitere Vorgehensweise wird unterstellt, dass ausschließlich die Leckage von Behältern oder Tanks betrachtet wird. Ein katastrophales Behälterversagen mit einer spontanen Freisetzung des gesamten Stoffinventars wird aufgrund des Standes der Sicherheitstechnik in Deutschland ausgeschlossen (siehe auch /73/). Betrachtungen von besonderen Ereignissen wie z. B. einer Behälterunterfeuerung werden ggf. im Rahmen von Fehlerbaumanalysen durchgeführt. Pauschale Angaben zur Häufigkeit für ein spontanes Behälterversagen sind daher nicht erforderlich.

In der HSE Datenbank /36/ sind auch Angaben über Leckagen bei Druckbehältern enthalten, wobei die Druckbehälter in mehrere Untergruppen aufgrund ihres Einsatzbereiches unterteilt worden sind.

Werden diese Angaben zusammengefasst, so ergeben sich die in Tabelle 22 angegebenen Leckagehäufigkeiten und eine Verteilung der Leckagen über die Leckdurchmesser, wobei diese nicht besonders aussagekräftig ist, da für ca. 27 % der Leckagen keine Angaben zur Leckgröße vorliegen.

Tabelle 22: Leckagehäufigkeit von Druckbehältern aus /36/

System- jahre	Anzahl Leckagen	Leckage- häufigkeit [1/a]	Anteil der Leckdurchmesser						Keine Angabe
			< 10	10 - 25	25 - 50	50 - 75	75 - 100	>= 100	
15219	60	$3,9 \cdot 10^{-3}$	0.32	0.18	0.05	0.08	0.03	0.07	0.27

SPOUGE /39/ kommt bei der Auswertung der HSE Datenbank und anderer Quellen zu einer Leckagehäufigkeit von Prozessbehältern von $5 \cdot 10^{-4}$ 1/a. In der Off-Shore Datenbank OREDA /12/ wird für Behälter (allgemein) eine Leckagehäufigkeit von $2,5 \cdot 10^{-2}$ 1/a angegeben. In diesem Wertebereich liegt auch HAUPTMANN'S /29/ mit $2,7 \cdot 10^{-2}$ 1/a für Druckbehälter mit einem Betriebsüberdruck von 4 - 8 bar.

In Lees /11/ sind einige Veröffentlichungen zu Leckagehäufigkeiten von Behältern zusammengestellt worden. Aus dem Raffineriebereich sind hierbei Leckagehäufigkeiten für Prozessbehälter von $2,7 \cdot 10^{-3}$ 1/a und für Lagerbehälter von $1,8 \cdot 10^{-3}$ 1/a angegeben. Für eine Anlage mit toxischen Stoffen und korrosiven Umgebungs- bzw. Betriebsbedingungen liegen die Werte ca. eine Zehnerpotenz höher.

In den Niederlanden wurde im IPO Dokument (1994) auf der Grundlage der COVO Studie /6/ für eine Leckage mit einem Durchmesser von 50 mm von einer Häufigkeit von $2,5 \cdot 10^{-7}$ 1/a ausgegangen /84/. Dieser Ansatz wurde in der Zwischenzeit überarbeitet. In der aktuellen Fassung des Purple Books /2/ werden die drei in der Tabelle 23 zusammengefassten Szenarien betrachtet. Neben der spontanen Freisetzung des Behälterinhaltes, die in Deutschland eher beim Katastrophenschutz betrachtet wird /85/, wird die kontinuierliche Freisetzung des gesamten Behälterinhaltes innerhalb von 10 Minuten vorausgesetzt. Dieser Ansatz führt bei großen Lagerbehältern zu sehr großen Leckdurchmessern (Propan Lagerbehälter 200 t: ca. 160 mm), die dann größer sein können als die Nennweiten der angeschlossenen Rohrleitungen. Die Leckagehäufigkeiten bei einer kontinuierlichen Freisetzung über einen Leckdurchmesser von 10 mm sind für die drei Kategorien der Druckbehälter kleiner als der Mittelwert der HSE Datenbank.

Tabelle 23: Szenarien für ein Behälterversagen nach /2/

	Spontane Freisetzung des Behälterinhaltes	Kontinuierliche Freisetzung des Behälterinhaltes innerhalb von 10 Minuten	Kontinuierliche Freisetzung über einen Leckdurchmesser von 10 mm
Druckbehälter zur Lagerung	$5 \cdot 10^{-7}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-7}$ [1/a]	$1 \cdot 10^{-5}$ [1/a]
Druckbehälter mit physikalischer Umwandlung	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]
Druckbehälter mit chemischer Reaktion	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]
Druckloser einwandiger Behälter	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]

In Anlehnung an den SFK/TAA-Leitfaden GS-01 /73/ werden für Druckbehälter die beiden Leckdurchmesser 10 mm (minimale Leckgröße nach /73/) und 25 mm (Standard-Leck) vorausgesetzt. Unter Berücksichtigung der Tatsache, dass Behälter im Offshore-Bereich unter ungünstigen äußeren Bedingungen betrieben werden, erscheint die Leckagehäufigkeit im Purple Book für eine kontinuierliche Freisetzung über einen Leckdurchmesser von 10 mm als ein plausibler Wert. Die Unterscheidung zwischen Lager- und Prozessbehälter wird übernommen.

Es kann davon ausgegangen werden, dass sich ähnlich wie bei Rohrleitungen die Leckagehäufigkeit mit zunehmender Leckgröße verringert. Dem entsprechend werden die in der Tabelle 24 aufgeführten Leckagehäufigkeiten für die weiteren Berechnungen verwendet.

Tabelle 24: Leckagehäufigkeiten bei Behältern

	Leckdurchmesser	
	10 mm	25 mm
Druckbehälter zur Lagerung	$1 \cdot 10^{-5}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-6}$ [1/a]
Druckbehälter mit physikalischer oder chemischer Umwandlung	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-5}$ [1/a]
Druckloser einwandiger Behälter	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-5}$ [1/a]

Für Behälter aus nichtrostendem Stahl und für Kunststoffbehälter werden die Leckagehäufigkeiten unter Berücksichtigung der Analyse der Ursachen von Leckagen in Offshore-Anlagen (Tabelle 12) um 30 % reduziert.

Bei Tankkraftwagen (TKW) und Eisenbahnkesselwagen (EKW) wird davon ausgegangen, dass durch die regelmäßige Prüfung der Behälter bei jeder Befüllung keine großen Lecks entstehen können. Eine Rissentstehung zwischen zwei Befüllungen wird nicht ausgeschlossen, sodass von einem Leckdurchmesser von 5 mm und einer Leckagehäufigkeit von $1 \cdot 10^{-5}$ [1/a] ausgegangen wird.

2.3.3.5 Pumpen

Im Purple Book /2/ sind die folgenden (siehe Tabelle 25) Leckagehäufigkeiten für Pumpen festgelegt worden:

Tabelle 25: Leckagehäufigkeiten für Pumpen nach /2/

	Abriss der größten Rohrleitung	Leckage mit einem Leckdurchmesser von 10% des Nenndurchmessers der Rohrleitung
Pumpen ohne weitere Maßnahmen	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-4}$ [1/a]
Pumpen mit Containment	$5 \cdot 10^{-5}$ [1/a]	$2,5 \cdot 10^{-4}$ [1/a]
Spaltrohrpumpen, magnetgekuppelte Pumpen	$1 \cdot 10^{-5}$ [1/a]	$5 \cdot 10^{-5}$ [1/a]

In der HSE Datenbank /36/ sind Angaben über Leckagen bei Pumpen enthalten (Tabelle 26). Die Leckagehäufigkeit für eine Pumpe ist ohne weitere Maßnahmen ca. eine Zehnerpotenz größer als der Ansatz für eine Leckage im Purple Book. Mit Ausnahme der Kolbenpumpe mit Einfachdichtung, bei der aber nur eine geringe Anzahl von Systemjahren und Leckagen vorliegt, sind überwiegend Leckdurchmesser unter 10 mm aufgetreten. Somit wird der Ansatz für einen Leckdurchmesser von 10 % der Rohrleitungsnennweite bestätigt.

Tabelle 26: Leckagehäufigkeit von Pumpen aus /36/

Pumpentyp	Leckage- häufigkeit [1/a]	Anteil der Leckdurchmesser [mm]						
		< 10	10 - 25	25 - 50	50 - 75	75 - 100	>= 100	Keine Angabe
Zentrifugalpumpe, Doppeldichtung	$6,0 \cdot 10^{-3}$	0,83	0,13					0,04
Zentrifugalpumpe, Einfachdichtung	$5,2 \cdot 10^{-3}$	0,87	0,09	0,04				
Kolbenpumpe, Doppeldichtung	$8,1 \cdot 10^{-3}$	0,8	0,1			0,1		
Kolbenpumpe, Einfachdichtung	$4,0 \cdot 10^{-3}$	0,67				0,33		

In der OREDA Datenbank /12/ wird unterschieden zwischen Betriebsstunden der Pumpen und der Kalenderzeit. In der Tabelle 27 sind die dort angegebenen Leckagehäufigkeiten für Pumpen allgemein, Zentrifugalpumpen und Kolbenpumpen aufgeführt. In der Datenbank sind noch weitere Angaben zur Leckagehäufigkeit von Pumpen in Abhängigkeit vom Einsatzbereich angegeben. Da diese Unterscheidungen aber in der QRA nicht gemacht werden sollen, sind diese nicht dargestellt. Angaben zu den Leckdurchmessern liegen nicht vor. Es ist wieder festzustellen, dass die Leckagehäufigkeiten in der OREDA Datenbank deutlich größer sind als in der HSE-Datenbank. Eine Erklärung liegt hierfür zurzeit nicht vor.

Tabelle 27: Leckagehäufigkeit von Pumpen aus /12/

Pumpentyp	Leckagehäufigkeit [pro 10^6 Std]		Leckagehäufigkeit [1/a]
	Betriebsdauer	Kalenderzeit	Kalenderzeit
Pumpe, allgemein	7,07	2,38	$2,08 \cdot 10^{-2}$
Zentrifugalpumpe	7,04	2,25	$1,97 \cdot 10^{-2}$
Kolbenpumpe	10,50	6,24	$5,47 \cdot 10^{-2}$

SPOUGE /39/ gibt für zwei Leckagedurchmesser die in der Tabelle 28 aufgeführten Eintrittshäufigkeiten an. Die Häufigkeiten aller Lecks (Leckdurchmesser > 1 mm) sind etwas geringer als die Angaben in der HSE-Datenbank, liegen aber in der Größenordnung. Zusammenfassend wird für die weiteren Berechnungen von den in der Tabelle 29 aufgeführten Leckagehäufigkeiten bei Pumpen ausgegangen, wobei ein Leckdurchmesser von 10 % der Rohrnennweite druckseitig vorausgesetzt wird.

Tabelle 29: Leckagehäufigkeit von Pumpen für die weiteren Berechnungen

Pumpentyp	Leckagehäufigkeit
Zentrifugalpumpe	$1,8 \cdot 10^{-3}$ [1/a]
Kolbenpumpe	$3,7 \cdot 10^{-3}$ [1/a]
Spaltrohrpumpe, magnetgekuppelte Pumpe	$1 \cdot 10^{-4}$ [1/a]

2.3.3.6 Verdichter

In der HSE Datenbank /36/ sind Angaben über Leckagen bei Verdichtern enthalten (Tabelle 30). Es sind Leckdurchmesser bis 25 mm, aber im Wesentlichen bis 10 mm aufgetreten.

Tabelle 30: Leckagehäufigkeit von Verdichtern aus /36/

Verdichtertyp	Leckage- häufigkeit [1/a]	Anteil der Leckdurchmesser [mm]					
		< 10	10 - 25	25 - 50	50 - 75	75 - 100	Keine Angabe
Zentrifugalverdichter	$9,2 \cdot 10^{-3}$	0,73	0,14				0,09
Kolbenverdichter	$6,5 \cdot 10^{-2}$	0,81	0,19				

In der Tabelle 31 sind die in der OREDA Datenbank /12/ angegebenen Leckagehäufigkeiten für Verdichter zusammengestellt, wobei zwischen Betriebsstunden und Kalenderzeit unterschieden wird. Angaben zu den Leckdurchmessern sind in dieser Datenbank nicht enthalten.

Tabelle 31: Leckagehäufigkeit von Verdichtern aus /12/

Verdichtertyp	Leckagehäufigkeit [pro 10^6 Std]		Leckagehäufigkeit [1/a]
	Betriebsdauer	Kalenderzeit	Kalenderzeit
Verdichter, allgemein	12,34	10,26	$9,0 \cdot 10^{-2}$
Zentrifugalverdichter	1,59	1,24	$1,1 \cdot 10^{-2}$
Kolbenverdichter	45,55	36,68	$3,2 \cdot 10^{-1}$

SPOUGE /39/ gibt für zwei Leckagedurchmesser die in der Tabelle 32 aufgeführten Eintrittshäufigkeiten an. Die Häufigkeiten aller Lecks (Leckdurchmesser > 1 mm) sind etwas geringer als die Angaben in der HSE-Datenbank, liegen aber in der Größenordnung. Die Kolbenverdichter weisen in allen Literaturquellen eine größere Leckagehäufigkeit aus. Während es bei der HSE-Datenbank nur ein Faktor von 7 ist, ergibt sich in der OREDA-Datenbank ein Faktor von ca. 30 und bei SPOUGE von 13.

Tabelle 32: Leckagehäufigkeit von Verdichtern aus /39/

Verdichtertyp	Leckagehäufigkeit [1/a]	
	Leckdurchmesser > 1 mm	Leckdurchmesser > 50 mm
Zentrifugalverdichter	$2,0 \cdot 10^{-3}$	$2,0 \cdot 10^{-6}$
Kolbenverdichter	$2,7 \cdot 10^{-2}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$

Für die weiteren Berechnungen werden die von SPOUGE angegebenen Leckagehäufigkeiten für einen Leckdurchmesser > 1 mm verwendet, wobei wieder konservativ ein Leckdurchmesser von 10 % der Rohrnennweite druckseitig vorausgesetzt wird.

2.3.3.7 Armaturen

Nach den Angaben in der HSE-Datenbank ist die Leckagehäufigkeit von Armaturen vergleichbar mit der von Rohrleitungen. Auch unter dem Aspekt von Aufwand und Nutzen wird auf eine getrennte Berücksichtigung der Leckagen aus Armaturen verzichtet und davon ausgegangen, dass dies durch die Rohrleitungsleckagen mit abgedeckt ist. Als wesentlicher Punkt ist die Ausfallhäufigkeit der Öffnen- oder Schließfunktion der Armatur zu sehen. Dieser Wert wird für die Fehler- oder Ereignisbäume benötigt.

LEES zitiert Versagenshäufigkeiten von Armaturen im Anforderungsfall aus dem Rasmussen-Report:

Tabelle 33: Versagenshäufigkeiten von Armaturen aus /11/

Handabsperrrarmatur	$1 \cdot 10^{-4}$ [pro Anforderung]
Pneumatische Absperrarmatur	$3 \cdot 10^{-4}$ [pro Anforderung]
Motorbetriebene Absperrarmatur	$1 \cdot 10^{-3}$ [pro Anforderung]
Magnetventil	$1 \cdot 10^{-3}$ [pro Anforderung]
Sicherheitsabblaseventil	
Öffnet nicht	$1 \cdot 10^{-5}$ [pro Anforderung]
Öffnet zu früh	$1 \cdot 10^{-5}$ [1/Std]
Entspannungsventil öffnet nicht	$1 \cdot 10^{-4}$ [pro Anforderung]

In der Tabelle 34 sind die in der OREDA Datenbank /12/ angegebenen Versagenshäufigkeiten von Armaturen bei Anforderung in Bezug auf die Betriebsstunden zusammengestellt. In der Datenbank sind die Armaturen teilweise entsprechend ihren Einsatzbereichen aufgeschlüsselt worden. Da ein „allgemeiner“ Datensatz zusammengestellt werden soll, wird diese Unterscheidung nicht übernommen.

Tabelle 34: Versagenshäufigkeiten von Armaturen aus /12/

Armatur (allgemein)	
Fehler beim Öffnen	$5,09 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Fehler beim Schließen	$2,91 \cdot 10^{-5}$ [1/Std]
Fehler beim Regeln	$9 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Intern undicht	$8 \cdot 10^{-8}$ [1/Std]
Kugelhahn	
Fehler beim Öffnen	$3,46 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Fehler beim Schließen	$5,85 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Intern undicht	$1,98 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Absperrklappe	
Fehler beim Schließen	$2,57 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Intern undicht	$1,36 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Druckregelventil	
Zu hoher Ausgangsdruck	$2,11 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Sicherheitsabblasventil	
Öffnet nicht	$3,17 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Undicht im geschlossenen Zustand	$2,12 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]

Im Safety Equipment Reliability Handbook /86/ sind Ausfallhäufigkeiten für eine größere Anzahl von Armaturen verschiedener Hersteller zusammengestellt. Daraus abgeleitet sind generische Daten für die in der Tabelle 35 zusammengestellten Armaturentypen berechnet worden. Es wird hierbei unterschieden, ob die Armaturen normal betrieben werden oder aber regelmäßig ein Test der Schließfunktion durchgeführt wird.

Die Angaben im Safety Equipment Reliability Handbook stellen zurzeit den aktuellsten Datensatz dar, liegen im Bereich der OREDA-Daten und werden für die weiteren Berechnungen verwendet.

Tabelle 35: Versagenshäufigkeiten von Armaturen aus /86/

	Normalbetrieb	Mit regelmäßigem Schließtest
Magnetventil	$5,8 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]	$6 \cdot 10^{-9}$ [1/Std]
Pneumatischer Kugelhahn, harte Dichtung		
Fail-safe close	$1,48 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$8 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Fail-safe open	$1,75 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$8,5 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Pneumatischer Kugelhahn, Weichdichtung		
Fail-safe close	$1,98 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$1,1 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Fail-safe open	$1,95 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$9,0 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Pneumatische Absperrklappe		
Fail-safe close	$3 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$1,9 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Fail-safe open	$2,8 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$1,7 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Pneumatischer Schieber		
Fail-safe close	$1,23 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$6,3 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Fail-safe open	$1,03 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$4,3 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Hydraulischer Kugelhahn		
Fail-safe close	$1,4 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$7,75 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Fail-safe open	$1,7 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$8,25 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Elektrisch betriebener Kugelhahn		
Fail-safe close	$5,4 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	

Für das Druckregelventil und das Sicherheitsabblaseventil werden die Daten aus der OREDA Datenbank verwendet. Für das Öffnen eines Sicherheitsventils vor dem gewünschten Ansprechdruck wird eine Versagenshäufigkeit von $1 \cdot 10^{-6}$ [1/Std] (geringer als die Leckage) angenommen. Für das Versagen einer Berstscheibe wird derselbe Wert wie beim Sicherheitsabblasventil vorausgesetzt.

Der OREDA Datenbank kann entnommen werden, dass ca. 50 % der Fehler bei den Antrieben der Armaturen auftreten. Hieraus wird abgeleitet, dass die Ausfallhäufigkeiten bei handbetriebenen Absperrarmaturen ca. 50 % der Armaturen mit Hilfsenergie betragen.

Für Rückschlagventile und -klappen wird in /27/ eine Ausfallhäufigkeit von $2,5 \cdot 10^{-6}$ [1/Std] angegeben. Dieser Wert wird ebenfalls für Bodenauslaufventile von EKW und TKW sowie für Schlauchabrissskupplungen aufgrund der vergleichbaren Bauform angenommen.

2.3.3.8 PLT-Einrichtungen

Die PLT-Einrichtungen werden gemäß der Norm IEC 61508 /10/ in so genannte SIL (Safety Integrity Level)-Klassen unterteilt. Die SIL-Klasse kann als Maß für die Wahrscheinlichkeit angesehen werden, dass eine PLT-Einrichtung die geforderte Funktion für einen bestimmten Zeitraum korrekt erfüllen kann.

Die Anforderungen an die Zuverlässigkeit der als Schutzmaßnahme ermittelten Prozessleittechnik, werden üblicherweise in Sicherheitsberichten durch eine qualitative Abschätzung des Risikos unter Anwendung der VDI/VDE Richtlinie 2180 /21/ festgelegt. Die erforderliche Zuverlässigkeit der Schutzeinrichtung bezieht sich dabei auf die gesamte Sicherheitskette vom Sensor über die Auswerteeinheit (speicherprogrammierbare Steuerung SPS) bis zum Aktor. Nach bisherigen Erfahrungen /43/ lässt sich die Zuverlässigkeit des Gesamtsystems wie folgt aufteilen:

Sensor	70 %
SPS	10 %
Aktor	20 %

Heutzutage können Sensoren und SPS mit nachgewiesener Zuverlässigkeit entsprechend der SIL-Einstufung gekauft und eingesetzt werden. Für bestehende ältere Systeme sind diese Informationen aber nicht vorhanden. In einer schon seit Jahren durchgeführten Initiative der NAMUR werden Informationen bei Betreibern zum Ausfallverhalten der PLT-Einrichtungen gesammelt. Ein Ergebnis dieser Untersuchung ist, dass betriebsbewährte, einkanalige Schutzeinrichtungen die Anforderungen nach SIL 2 erfüllen /43/.

Für Betriebseinrichtungen wird für die weiteren Berechnungen davon ausgegangen, dass SIL 1 erfüllt wird.

Für die Aktoren (Armaturen, Ventile usw.) geben die Hersteller zunehmend Angaben zu den Ausfallhäufigkeiten an. Für bestehende Anlagen liegen aber keine Informationen vor. Hier werden die oben aufgeführten Ausfallhäufigkeiten verwendet.

Im Safety Equipment Reliability Handbook /86/ sind Ausfallhäufigkeiten für eine größere Anzahl von Sensoren, Auswerteeinheiten, speicherprogrammierbaren Steuerungen usw. verschiedener Hersteller dokumentiert. Daraus abgeleitet sind generische Daten für unterschiedliche SIL-Klassen berechnet worden (Tabelle 36).

Tabelle 36: Versagenshäufigkeiten der Prozessleittechnik /86/

Elemente der Prozessleittechnik	Versagenshäufigkeit	
	SIL 1	SIL 2
speicherprogrammierbare Steuerung (SPS)	$3 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]	$3 \cdot 10^{-8}$ [1/Std]
Druckbegrenzer	$3,6 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$6 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Füllstandsbegrenzer	$1,25 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$1,5 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Strömungswächter	$3,6 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$7 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Temperaturbegrenzer	$3,6 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	$3 \cdot 10^{-7}$ [1/Std]
Sensor der Gaswarnanlage	$1 \cdot 10^{-5}$ [1/Std]	$1,75 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Flammendetektor		$1,8 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]
Positionsüberwachung	$3,6 \cdot 10^{-6}$ [1/Std]	

2.3.3.9 Menschliche Zuverlässigkeit

Beim Betrieb einer Anlage, insbesondere für Wartungs- und Instandhaltungsmaßnahmen, greift das Betriebspersonal in die Anlagentechnik und in die Steuerung ein. Hierbei kann es zu Fehlern kommen, die dann ggf. Auslöser eines Störfalls werden. Um dies in den Fehlerbäumen berücksichtigen zu können, wird das menschliche Fehlverhalten entsprechend der VDI Richtlinie 4006 Blatt 2 /44/ bewertet:

Tabelle 37: Fehlerhäufigkeit bei Tätigkeiten des Personals

Aufgabenbeschreibung in Abhängigkeit der situationsbedingten Anforderungen und der kognitiven Belastung	Fehlerwahrscheinlichkeit
Einfache und häufig durchgeführte Aufgaben bei geringem Stress und genügend zur Verfügung stehenden Zeit in gewohnten Situationen (z. B. ohne ablenkende oder störende zusätzliche Einflüsse, gute Rückmeldung)	0,001
Komplexe und häufig durchgeführte Aufgaben in gewohnten Situationen mit geringem Stress und genügend zur Verfügung stehender Zeit, wobei eine gewisse Sorgfalt bei der Durchführung notwendig ist	0,01
Komplexere und häufig durchgeführte Aufgaben in ungewohnten Situationen (z. B. ablenkende oder störende Einflüsse, unzureichende Rückmeldung), bei hohem Stress oder geringer zur Verfügung stehender Zeit	0,1
Komplexere und selten durchgeführte Aufgaben in ungewohnten Situationen (z. B. ablenkende oder störende Einflüsse, unzureichende Rückmeldung), bei hohem Stress oder geringer zur Verfügung stehender Zeit	0,3
Hochkomplexe oder sehr selten durchgeführte Aufgaben in ungewohnten Situationen (z. B. ablenkende oder störende Einflüsse, unzureichende Rückmeldung), bei sehr hohem Stress oder geringer zur Verfügung stehender Zeit	1

2.3.3.10 Sonstiges

Ausfall von Strom oder Wasser

Es wird davon ausgegangen, dass 15 Minuten pro Jahr der Strom ausfällt. Dies entspricht einer Unverfügbarkeit von ca. $2,85 \cdot 10^{-5}$. Für einen Ausfall der öffentlichen Wasserversorgung liegen keine Angaben vor. Daher wird die Unverfügbarkeit der Stromversorgung herangezogen.

Rührer

In /12/ ist als Versagenshäufigkeit von Elektromotoren bei Pumpen und Verdichtern von $28,44 \cdot 10^{-6}$ [1/Std] angegeben. In LEES /11/ ist ein Wert für Elektromotoren allgemein von $1 \cdot 10^{-5}$ [1/Std] angegeben. Für das Versagen eines Rührers wird der kleinere Wert verwendet.

Blitzeinschlag

In /95/ ist eine Zusammenstellung der Erdblitzdichte für Deutschland enthalten, die den Berechnungen zugrunde gelegt werden.

2.3.4 Zündwahrscheinlichkeit

Bei der Freisetzung von brennbaren Flüssigkeiten und Gasen ist die Bestimmung der Zündwahrscheinlichkeit ein wesentlicher Punkt. In diesem Zusammenhang sind die möglichen Zündquellen innerhalb der Anlage zu identifizieren und abzuschätzen, ob die freigesetzte brennbare Gaswolke diese Zündquellen erreichen kann. Die Wahrscheinlichkeit der Zündung ist somit abhängig

- vom Vorhandensein eines zündfähigen Stoff-Luft-Gemisches innerhalb der Explosionsgrenzen,

- von der Art der Freisetzung des brennbaren Stoffes, z. B. gasförmig, flüssig, zwei Phasen und
- vom Vorhandensein einer Zündquelle, die die benötigte Zündenergie zur Verfügung stellt.

In der Literatur /89/ - /92/ sind einige Ansätze zur Bestimmung der Zündwahrscheinlichkeit verfügbar. Neben der sehr einfachen Abschätzung nach COX /89/ wird bei DAYCOCK /91/ und MANSFIELD /92/ der Einfluss der vorhandenen Zündquellen auf die Zündwahrscheinlichkeit mit betrachtet.

Für die folgenden Risikoanalysen wird zunächst der Ansatz von Cox verwendet. Grundlage des Ansatzes ist die Auswertung von Datensammlungen von Off- und Onshoreanlagen. Der überwiegende Teil dieser Daten beruht auf Expertenschätzungen. Für die Auswertung der vorhandenen Datenquellen wurde eine Einteilung in drei Leckagegrößen vorgenommen:

- Geringe Leckage (< 1 kg/s)
- Größere Leckage (1 - 50 kg/s) und
- Große Leckage (> 50 kg/s).

Außerdem wurde unterschieden zwischen der Freisetzung eines Gases und einer Flüssigkeit. Aus der Analyse der Daten sowie der Einteilung der Leckagegrößen wurde dann der in der Abbildung 2 dargestellte Zusammenhang ermittelt. Demnach ist die Wahrscheinlichkeit der Zündung einer kleinen Gasleckage ungefähr genau so groß wie die einer kleinen Flüssigkeitsleckage. Für eine große Flüssigkeitsleckage ist die Zündwahrscheinlichkeit deutlich kleiner als die einer großen Gasleckage.

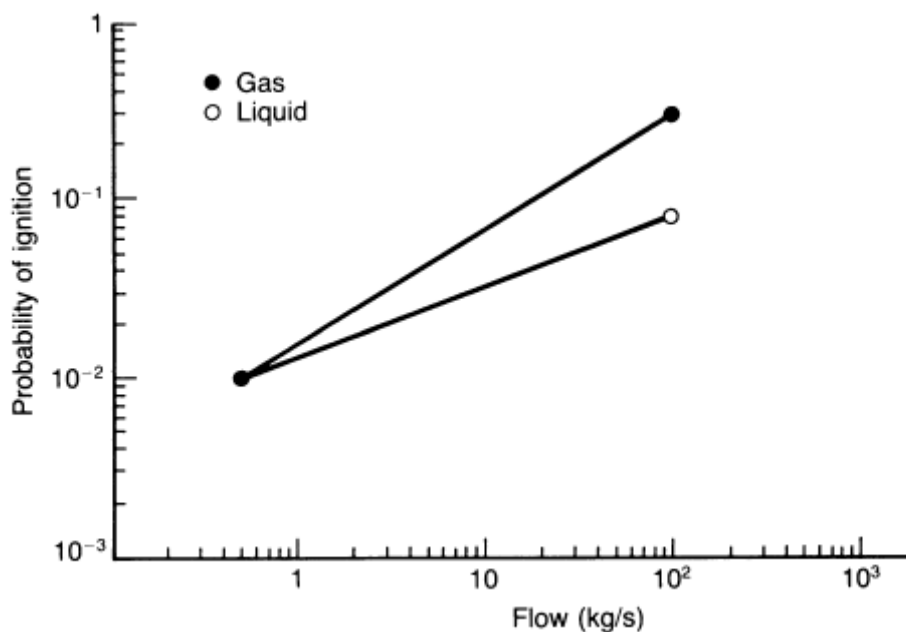


Abbildung 2: Zündwahrscheinlichkeit für Leckagen von brennbaren Flüssigkeiten und Gasen /89/

Für die Berechnung der Zündwahrscheinlichkeit $P_{\text{zünd}}$ werden folgende Beziehungen verwendet:

Freisetzung von brennbaren Gasen:

$$P_{\text{zünd}} = 10^{0,642 \log \dot{m} - 1,8}$$

Freisetzung von brennbaren Flüssigkeiten:

$$P_{\text{zünd}} = 10^{0,3924 \log \dot{m} - 1,882}$$

Für Geräte, die in explosionsgefährdeten Bereichen eingesetzt werden können, werden keine Ausfallhäufigkeiten, die zur Entstehung einer Zündquelle führen würden, angegeben. Wird unterstellt, dass durch eine Explosion mehrere Personen getötet werden könnten, so müsste nach der VDI-Richtlinie 2180 eine Schutzeinrichtung in SIL 4 vorgesehen werden. Daraus wird als erste Näherung abgeleitet, dass ein Gerät, das für die Zone 0 geeignet ist, eine Unverfügbarkeit von mindestens 10^{-5} besitzt.

Dieser erste Ansatz wird für die weiteren Berechnungen verwendet. Weitere genauere Betrachtungen der Zündwahrscheinlichkeiten in explosionsgefährdeten Bereichen sind aber erforderlich.

2.4 Verwendete Computerprogramme

Für die Berechnung der Fehler- und Ereignisbäume wurde das Programm ITEM ToolKit /88/ eingesetzt. Die Störfallauswirkungsbetrachtungen und die Berechnung des Risikos einschließlich der grafischen Darstellung erfolgten mit dem Programm ProNuSs 7 /87/.

3 Quantitative Risikoanalyse für ausgewählte sächsische Anlagen

In den folgenden Kapiteln werden die quantitativen Risikoanalysen für Anlagen aus zwei sächsischen Betriebsbereichen durchgeführt. Bei den Anlagen handelt es sich um

- eine Anlage zur Herstellung von Kunstharzen und
- eine Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff.

3.1 Anlage zur Herstellung von Kunstharzen

Am 18. Oktober 2007 wurden der BAM durch den Betreiber elektronisch diverse Unterlagen für die Erstellung der Risikoanalyse zur Verfügung gestellt:

- Antrag auf immissionsschutzrechtliche Genehmigung nach § 16 BImSchG über die geplante Änderung der Teilanlage 2 für die Herstellung von Acrylatharzen unter Druck
- Unterlagen für einen Sicherheitsbericht
- Topografische Karten
- Werkslageplan
- PAAG-Analyse
- Stoffdatenblätter
- Genehmigungsbescheide
- Ex-Zonen Pläne
- RI-Fließbild für Teilanlage 2

3.1.1 Örtliche Lage

Der Betriebsbereich befindet sich im Industriegebiet am südwestlichen Stadtrand einer Kleinstadt in ca. 2,5 km Entfernung vom Stadtzentrum. Die Entfernung von der Betriebsgrenze zur nächsten Wohnbebauung beträgt ca. 20 zu einem einzelnen bewohnten Grundstück und mindestens 250 m zu anderen Wohngebieten. Die betrachtete Anlage befindet sich in der Mitte des Betriebsbereiches in einem Produktionsgebäude mit sieben Ebenen. Die Anlage erstreckt sich über alle Ebenen.

3.1.2 Verfahrensbeschreibung

Die Produktion von Polyacrylatharzen in organischen Lösemitteln basiert auf der Polymerisation als Kettenbildungsreaktion. Die Reaktion verläuft exotherm. Die freiwerdende Wärme wird bei Reaktionen, die am Siedepunkt des Gemisches ablaufen, über den Rückflusskühler und den Behältermantel oder bei Reaktionen unterhalb des Siedepunktes über die Wand des Reaktionskessels abgeführt.

Die Monomermischungen werden im Premixbehälter gewichtsgenau vorgelegt und gemischt. Druckhaltung und Inertisierung erfolgt mittels Stickstoff. Die Abluft wird gemeinsam mit der Abluft des Reaktionskessels über eine Detonationssicherung mit Druckhaltung zur Kolonne der Teilanlage 8 (Gaswäscher) und von dort weiter in die zentrale Abluft-Sammelleitung des Betriebes geleitet. Die Monomere neigen teilweise bei Temperaturen oberhalb von 25 °C zur spontanen Polymerisation,

die exotherm verläuft und sich dadurch selbst beschleunigt. Bei Überschreitung von 25 °C im Premixbehälter wird Alarm ausgelöst und das Rührwerk und die Kühlung in Betrieb genommen. Bei weiterer Temperaturerhöhung wird Inhibitor eingespeist, um die Reaktion abubrechen.

Im Reaktionskessel wird ein Lösemittel oder eine Mischung aus verschiedenen Lösemitteln (z. B. Butylacetat, Xylol, Butanol oder Testbenzinen) vorgelegt und auf Reaktionstemperatur aufgeheizt. Der Katalysator wird mit Lösungsmittel im Katalysatorbehälter vorgelegt und gemischt. Über Pumpen werden die Monomere und der Katalysator über eine Mengenregelung in den Reaktionskessel gefördert. Der Reaktionskessel ist ein Rührbehälter, der zur Temperierung mit einer aufgeschweißten Halbrohrschlange auf dem unteren Boden sowie zwei übereinander angeordneten innen liegenden Rohrschlangen ausgerüstet ist. Die Druckregelung erfolgt über ein Regelventil mit Stickstoff und die Absenkung des Druckes durch Abblasen von Gas über ein Regelventil in die Abluft-Sammelleitung.

Das Zulaufverfahren kann drei bis sieben Stunden in Anspruch nehmen. Diese zeitliche Streckung des Zulaufes ist notwendig, um die exotherme Reaktion unter Kontrolle zu halten, da die entstehende Wärme über die Kühlung (Brauchwasser) abgeführt wird. Die Reaktion kann entweder nahezu drucklos oder unter Druck erfolgen.

Nach Beendigung des Zulaufverfahrens wird die Harzlösung weiter nahe der Reaktionstemperatur gehalten. Dabei wird quasikontinuierlich organisches Peroxyd zugegeben, um die Restmonomere vollständig umzusetzen. Um den Restgehalt an Lösemittel im Produkt weiter zu senken, wird nach Ende der Reaktion (nach Druckausgleich) der Reaktionskessel mit Vakuum beaufschlagt, um diese Lösemittel auszudampfen. Nach vollständiger Umsetzung wird das Harz im Reaktionskessel abgekühlt und in den Lösekessel abgelassen, in dem vorher bei Bedarf Lösemittel zur Einstellung von Viskosität und Festkörpergehalt vorgelegt wurde.

Das Harz/Lösemittelgemisch wird über ein Rührwerk homogenisiert und im Kreislauf mit einer Pumpe über Filter gefördert. Während des Umpumpens erfolgt eine Probenahme zur Feststellung der Qualitätsparameter (Viskosität, Festkörpergehalt). Bei Bedarf werden die Parameter mit Lösemittel nachgestellt. Die fertige Mischung wird über den Filter entweder zur Tankzugbeladung, zur Fassabfüllung oder in den vorgesehenen Lagerbehälter gepumpt. Abhängig von der Produktart kann es notwendig sein, den Lagerbehälter zu heizen (Warmwasserheizung), damit das Produkt pumpfähig bleibt.

Zur Beseitigung von Produktrückständen wird der Reaktionskessel mehrmals wöchentlich mit 5%iger Natronlauge aus dem Versorgungsnetz ausgekocht und anschließend mit Butylacetat aus Containern ausgedämpft. Die Natronlauge wird in den Altlaugentank zurückgeführt und nach Korrektur der Konzentration erneut verwendet. Das Butylacetat wird in Container abgelassen und ebenfalls mehrfach genutzt.

3.1.3 Konstruktive Merkmale

Angaben über die konstruktiven Merkmale der sicherheitstechnisch relevanten Anlagenteile sind im Sicherheitsbericht enthalten und wurden der systematischen Gefährdungsanalyse zugrundegelegt.

3.1.4 Stoffeigenschaften

Von den in der Anlage verwendeten Stoffen gehen aufgrund ihrer Eigenschaften Gefahren durch Brand, Gaswolkenexplosionen und ggf. durch ihre toxischen Eigenschaften aus. Im Sicherheitsbericht sind die Stoffdatenblätter der relevanten Stoffe enthalten. Als Referenzstoffe für die Freisetzungsszenarien werden Styrol und Xylol verwendet.

Styrol

Styrol ist eine entzündliche Flüssigkeit, deren Dämpfe mit Luft beim Erhitzen des Stoffes über seinen Flammpunkt ein explosionsfähiges Gemisch bilden können. Dies ist bereits bei erhöhter Umgebungstemperatur möglich. Styrol ist sehr schwer löslich in Wasser, wenig flüchtig und chemisch instabil. In Tabelle 38 sind wesentliche Stoffdaten und sicherheitstechnische Kenngrößen zusammengestellt /47/, /93/.

Tabelle 38: Allgemeine Stoffdaten und sicherheitstechnische Kenngrößen von Styrol

Chemische Formel	C ₈ H ₈
Molare Masse	104,15 g/mol
Schmelzpunkt	-30,6 °C
Siedepunkt bei 1.013 mbar	145 °C
Kritische Temperatur	363 °C
Dampfdruck 20 °C: 30 °C 50 °C	 7 mbar 12,7 mbar 65 mbar
Flüssigkeitsdichte bei 20 °C	903,7 kg/m ³
Relative Dichte, gasförmig. (Luft = 1)	3,59
Relative Dichte des Dampf-Luft-Gemisches bei 20 °C und Normaldruck	1,02
Zündtemperatur	490 °C
Explosionsgrenzen in Luft	1,0 - 7,7 Vol. %

Für Styrol sind für verschiedene Expositionszeiträume folgende AEGL-Werte veröffentlicht worden:

Tabelle 39: AEGL-Werte, Ausgabe 2008

	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL 1 (ppm)	20	20	20	20	20
AEGL 2 (ppm)	230	160	130	130	130
AEGL 3 (ppm)	1900	1900	1100	340	340

Xylol

Technische Xylol-Gemische enthalten meist die drei Isomeren o-Xylol (20 - 24 Vol%), m-Xylol (42 - 48 Vol%) p-Xylol (16 - 20 Vol%) und zusätzlich Ethylbenzol (10 - 11 Vol%). Xylol ist eine entzündliche Flüssigkeit, deren Dämpfe mit Luft beim Erhitzen des Stoffes über seinen Flammpunkt ein explosionsfähiges Gemisch bilden können. Dies ist bereits bei erhöhter Umgebungstemperatur möglich. Es ist sehr schwer löslich in Wasser, wenig flüchtig und von Xylol gehen akute oder chronische Gesundheitsgefahren aus. In Tabelle 40 sind wesentliche Stoffdaten und sicherheitstechnische Kenngrößen zusammengestellt /47/, /93/.

Tabelle 40: Allgemeine Stoffdaten und sicherheitstechnische Kenngrößen von Xylol

Chemische Formel	C ₈ H ₁₀
Molare Masse	106,17 g/mol
Schmelzpunkt	-63 °C
Siedepunkt bei 1.013 mbar	135 - 145 °C
Kritische Temperatur	ca. 346 °C
Dampfdruck	
20 °C	7 - 8 mbar
30 °C	14 - 16 mbar
50 °C	39 - 42 mbar
Flüssigkeitsdichte bei 20°C	860 - 880 kg/m ³
Relative Dichte, gasförmig (Luft=1)	3,67
Relative Dichte des Dampf-Luft-Gemisches bei 20 °C und Normaldruck	1,02
Zündtemperatur	463 °C
Explosionsgrenzen in Luft	1,0 - 8 Vol. %

Für Xylol sind für verschiedene Expositionszeiträume folgende AEGL-Werte veröffentlicht worden:

Tabelle 41: AEGL-Werte, Ausgabe 2008

	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL 1 (ppm)	130	130	130	130	130
AEGL 2 (ppm)	2500	1300	920	500	400
AEGL 3 (ppm)	7200	3600	2500	1300	1000

3.1.5 Gefährdungsanalyse

Im vorliegenden Sicherheitsbericht wird das PAAG Verfahren für die systematische Gefährdungsanalyse eingesetzt. Für den Premixbehälter B 207, den Reaktor C 201 und den Destillatauffangbehälter B 208 liegen die Analysen vor. Sie sind aber als Grundlage für die QRA ungeeignet, da als mögliche Auswirkungen insgesamt nur zwei Szenarien mit Explosionsgefahr und zwei Szenarien mit einem unkontrollierten Reaktionsverlauf genannt werden. Dies ist auf eine andere Interpretation der im PAAG Verfahren erforderlichen „Abschätzungen der Auswirkungen“ /19/ zurückzuführen.

Aus diesem Grund ist eine zweite Gefährdungsanalyse mit dem im Kapitel 2.3 beschriebenen Checklistenverfahren durchgeführt worden. Es wurden systematische Analysen für folgende Anlagenteile durchgeführt:

- Premixbehälter B207
- Reaktor C 201 und Kondensator W 201
- Destillatsammelbehälter B 208

- Pumpen P 210, P 211 und P 212
- Lösebehälter R 201, Kondensator W 202, Pumpe P 208 und Filter F 201
- Rohrleitungen, Armaturen und Schläuche

Dem Sicherheitskonzept der Anlage entsprechend führen viele Szenarien zu einem Ansprechen der Druckentlastungseinrichtungen und einer Entspannung in den Blow-Down-Behälter. Im Einzelnen wurden folgende Szenarien für das Betriebsrisiko ermittelt:

Premixbehälter B 207		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
1.1	Zu hohe Umgebungstemperatur. Autopolymerisation	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
1.2	Stoffverwechslung; Katalytische Effekte; Autopolymerisation	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
1.3	Stoffverwechslung und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten Freisetzung in den Raum
1.4	Einbruch von Luft und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten Freisetzung in den Raum
1.5	Zu hoher Druck durch Überfüllung	Entspannung in die Abluftanlage

Reaktor C 201		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
2.1	Zu hoher Druck durch Versagen der Stickstoffregelung	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.2	Zu hoher Druck durch Verschmutzen der Flammensperren	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.3	Zu hoher Druck durch Überfüllung	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.4	Zu hohe Temperatur durch Versagen der Temperaturüberwachung oder Ausfall Heizungsregelung	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.5	Stoffverwechslung.	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.6	Zulaufmenge zu groß.	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.7	Ausfall Kühlung. Ausfall Wasserversorgung	Entspannung in den Blow-Down-Behälter oder Behälterbersten
2.8	Versagen Sicherheitsventil oder Berstscheibe	Entspannung in den Blow-Down-Behälter

Reaktor C 201		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
2.9	Bedienungsfehler	Freisetzung in den Raum
2.10	Bedienungsfehler	Freisetzung in das Abwassersystem oder Altlaugensystem
2.11	Einbruch von Luft und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten Freisetzung in den Raum
2.12	Fehler bei der Inbetriebnahme und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten

Lösebehälter R 201, Kondensator W 202, Pumpe P 208 und Filter F 201		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
3.1	Zu hoher Druck durch Verschmutzen der Flammensperren	Behälterbersten mit Freisetzung von Lösemittel
3.2	Zu hoher Druck durch eingeblockte Pumpe oder Filter	Freisetzung von Lösemittel in den Raum (geringe Auswirkung)
3.3	Zu hoher Druck am Filter durch zu geringe Temperatur, zu hohe Viskosität	Freisetzung von Lösemittel in den Raum
3.4	Überfüllung	Freisetzung von Lösemittel in die Abluftanlage
3.5	Bedienungsfehler	Freisetzung von Lösemittel in die Abwasser- oder Altlaugensystem
3.6	Einbruch von Luft und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten Freisetzung von Lösemittel in den Raum

Destillatsammelbehälter B 208		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
4.1	Zu hoher Druck durch Versagen der Stickstoffregelung	Entspannung von Lösemittel in den Raum oder Behälterbersten
4.2	Zu hoher Druck durch Verschmutzen der Flammensperren	Entspannung von Lösemittel in den Raum oder Behälterbersten
4.3	Zu hoher Druck durch Überfüllung	Entspannung von Lösemittel in den Raum oder Behälterbersten
4.4	Zu hoher Druck durch Überfüllung und eingeblockte Teilanlage	Entspannung von Lösemittel in den Raum oder Behälterbersten
4.5	Bedienungsfehler	Freisetzung von Lösemittel in den Raum
4.6	Einbruch von Luft und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten Freisetzung von Lösemittel in den Raum

Destillatsammelbehälter B 208		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
4.7	Fehler bei der Inbetriebnahme und Zündung einer explosionsfähigen Atmosphäre	Behälterbersten
4.8	Versagen Sicherheitsventil	Entspannung von Lösemittel in den Raum

Ob eine Freisetzung von flüssigen Lösemitteln in die Abluftanlage, in das Abwasser- oder Altlaufensystem zu einer Gefährdung führen würde, konnte aufgrund der vorliegenden Unterlagen nicht ermittelt werden. Diese Szenarien werden in der Risikoanalyse nicht berücksichtigt. Insgesamt wurden somit 31 Szenarien identifiziert, die bei einem Versagen der störfallverhindernden Maßnahmen zu einer Stofffreisetzung führen würden. Für diese Szenarien werden zur Bestimmung des Betriebsrisikos Fehlerbäume aufgestellt. Weitere Szenarien aus der Gefährdungsanalyse werden im Grundrisiko pauschal zusammengefasst.

3.1.6 Eintrittshäufigkeiten der Szenarien

3.1.6.1 Grundrisiko

In der folgenden Tabelle 42 sind die wesentlichen Rohrleitungen in der Anlage mit ihren Nennweiten und Längen zusammengestellt. Die Rohrleitungslängen wurden nicht abgemessen, sondern auf Grundlage der Ortsbesichtigung abgeschätzt. Entsprechend der Rohrklasse einer Rohrleitung sind die zu berechnenden Lecks und die damit verbundenen Versagenshäufigkeiten ebenfalls aufgeführt.

Tabelle 42: Rohrleitungen innerhalb der Anlage

Nr.	Rohrleitung	DN	Länge	Leck-durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G1.1	Lösemittleitung und C 201 – B 208	25	38 m	5 mm	$5,1 \cdot 10^{-6}$
G2.1 G2.2	Lösemittleitung und Katalysatorleitung und C 201 – B 208	50	50 m	5 mm 11 mm	$6,7 \cdot 10^{-6}$ $2,2 \cdot 10^{-6}$
G3.1 G3.2	Lösemittleitung	100	15 m	5 mm 11 mm	$8,8 \cdot 10^{-8}$ $2,4 \cdot 10^{-8}$
G4.1 G4.2	B 207 – C 201	50	16 m	5 mm 11 mm	$2,1 \cdot 10^{-6}$ $7,0 \cdot 10^{-7}$
G5.1 G5.2 G5.3	C 201 – R 201	150	32 m	5 mm 11 mm 22 mm	$1,9 \cdot 10^{-7}$ $5,2 \cdot 10^{-8}$ $4,0 \cdot 10^{-8}$
G6.1 G6.2	R 201 – F 201	80	30 m	5 mm 11 mm	$4,0 \cdot 10^{-6}$ $1,3 \cdot 10^{-6}$

Da die Rohrleitungen innerhalb des Gebäudes verlegt sind und kein nennenswerter Betriebsverkehr stattfindet, wird ein Rohrleitungsabriss für Rohrleitungen DN > 15 nicht unterstellt. Die Länge der Messleitungen mit einem kleineren Durchmesser wird auf insgesamt 10 m abgeschätzt.

Nr.	Rohrleitung	DN	Länge	Leck-durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G7.1	Messleitungen	15	10 m	15 mm	$8 \cdot 10^{-7}$

Der Behälter B 207 und die Membranpumpen sind über insgesamt sieben Schläuche mit dem Rohrleitungssystem verbunden. Daraus ergeben sich die beiden folgenden Szenarien:

Nr.	Schlauchverbindung	DN	Leckdurchmesser	Häufigkeit [1/a]
G8.1	Lösungsmittel	50	5 mm	$1,6 \cdot 10^{-6}$
G8.2	Monomer			$1,2 \cdot 10^{-6}$

Im Grundrisiko werden auch die möglichen Behälterleckagen betrachtet. In der Tabelle 43 sind die Behälter, die Füllvolumina, die Leckgrößen und die Versagenshäufigkeiten aufgeführt. Hierbei ist berücksichtigt worden, dass die Behälter aus Edelstahl gefertigt worden und somit Korrosionsschäden nicht zu erwarten sind.

Tabelle 43: Betrachtete Behälter innerhalb der Anlage

Nr.	Behälter	Volumen	Leck-durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G9.1 G9.2	B 207	17 m³	10 mm	$7 \cdot 10^{-6}$
			25 mm	$3,5 \cdot 10^{-6}$
G10.1 G10.2	C 201	18,4 m³	10 mm	$7 \cdot 10^{-5}$
			25 mm	$3,5 \cdot 10^{-5}$
G11.1 G11.2	R 201	35,7 m³	10 mm	$7 \cdot 10^{-5}$
			25 mm	$3,5 \cdot 10^{-5}$
G12.1 G12.2	B 208	2,2 m³	10 mm	$7 \cdot 10^{-6}$
			25 mm	$3,5 \cdot 10^{-6}$

3.1.6.2 Betriebsrisiko

Für die im Kapitel 3.1.5 aufgeführten Szenarien der Gefährdungsanalyse werden Fehlerbäume erstellt. Szenarien, die zum gleichen Top-Ereignis wie z.B. der Entspannung in den Blow-Down-Behälter führen, werden soweit wie möglich zusammengefasst. Insgesamt sind 11 Szenarien für

das Betriebsrisiko untersucht worden. Bei den in Tabelle 44 aufgeführten Häufigkeiten wurde ein Prüfintervall für die PLT-Einrichtungen (SIL 1) von sechs bzw. 12 Monaten vorausgesetzt.

Bei der Aufstellung der Fehlerbäume wurde festgestellt, dass mehr Informationen über die Wirkungsweise der PLT-Einrichtungen erforderlich sind als dies für die Gefährdungsanalyse der Fall ist. Dort ist das Vorhandensein der redundanten Druckentlastungseinrichtung ausreichend, um die Gefährdung eines erhöhten Betriebsdruckes abzudecken. Im Rahmen der Erstellung der Fehlerbäume müssen aber die Ereignisse, die zu einer Erhöhung des Betriebsdruckes führen und meistens auf das Versagen einer Regelung zurückzuführen sind und die Einrichtungen, die zu einer Alarmierung des Betriebspersonals oder zur Auslösung geeigneter Gegenmaßnahmen führen, beurteilt werden. Die hierzu erforderlichen Informationen sind im vorliegenden Sicherheitsbericht nicht immer vorhanden. Es sind dann konservative Annahmen gemacht worden, die ggf. zu erhöhten Eintrittshäufigkeiten führen.

Dem Sicherheitskonzept der Anlage entsprechend, das möglichst ohne PLT-Schutzeinrichtungen auskommen möchte, ist die Häufigkeit einer Entspannung in den Blow-Down-Behälter relativ hoch. Dies ist beim Reaktor C 201 im Wesentlichen auf die Versagenshäufigkeit der Berstscheibe und des Sicherheitsventils (zu frühes Öffnen) während des Betriebs zurückzuführen. Eine Erhöhung der Verfügbarkeit der PLT-Einrichtungen durch ein halbjähriges Prüfintervall reduziert die Häufigkeit der Entspannung des Reaktors in den Blow-Down-Behälter um ca. 15 %. Der Einfluss der PLT-Einrichtung auf die Häufigkeit beim Premixbehälter B 207 ist aufgrund der höheren Anzahl und der Redundanzen deutlich ausgeprägter. Durch das redundante Sicherheitskonzept (Kühlung und Inhibitor-Einspeisung) ist auch der Absolutwert der Häufigkeit sehr viel geringer.

Für die weiteren Berechnungen wird von einem halbjährigen Prüfintervall ausgegangen. Ein Behälterbersten infolge des Versagens der Druckentlastungseinrichtungen und der PLT-Einrichtungen ist erwartungsgemäß mit einem maximalen Wert von $4,9 \cdot 10^{-6}$ gering. Ein Behälterbersten durch die Bildung einer explosionsfähigen Atmosphäre und anschließender Zündung ist aufgrund der Explosionsschutzmaßnahmen für die Zone 0 in Verbindung mit der Inertisierung vernachlässigbar und wird nicht weiter betrachtet.

Tabelle 44: Szenarien des Betriebsrisikos

Nr.	Beschreibung des Szenarios	Prüfintervall: 12 Monate Häufigkeit [1/a]	Prüfintervall: 6 Monate Häufigkeit [1/a]
B 1.1	B 207; Entspannung in den Blow-Down-Behälter	$7,1 \cdot 10^{-5}$	$2,7 \cdot 10^{-5}$
B 1.2	B 207; Behälterbersten	$5,0 \cdot 10^{-8}$	$3,5 \cdot 10^{-8}$
B 3.1	C 201; Entspannung in den Blow-Down-Behälter	$1,3 \cdot 10^{-1}$	$1,1 \cdot 10^{-1}$

Nr.	Beschreibung des Szenarios	Prüfintervall: 12 Monate Häufigkeit [1/a]	Prüfintervall: 6 Monate Häufigkeit [1/a]
B 3.2	C 201; Behälterbersten	$2,7 \cdot 10^{-6}$	$2,1 \cdot 10^{-6}$
B 4	Explosionsfähige Atmosphäre im C 201; Behälterbersten und Freisetzung in den Raum	$1,9 \cdot 10^{-9}$	$1,9 \cdot 10^{-9}$
B 5.1	B 208; Freisetzung von Löse- mittel in den Raum	$1,0 \cdot 10^{-2}$	$1,0 \cdot 10^{-2}$
B 5.2	B 208; Behälterbersten	$4,9 \cdot 10^{-6}$	$1,9 \cdot 10^{-6}$
B 6	Explosionsfähige Atmosphäre im R 201; Behälterbersten und Freisetzung in den Raum	$1,9 \cdot 10^{-9}$	$1,9 \cdot 10^{-9}$
B 7	F 201; Freisetzung von Löse- mittel in den Raum	$8,8 \cdot 10^{-3}$	$8,8 \cdot 10^{-3}$
B 8	R 201; Behälterbersten	$2,6 \cdot 10^{-8}$	$1,8 \cdot 10^{-8}$

3.1.6.3 Ereignisbäume

Bei den oben aufgeführten Szenarien werden Lösungsmittel, Lösungsmittel/Monomer-Gemische oder Lösungsmittel/Harz-Gemische freigesetzt. Als Lösungsmittel werden zu ca. 50 % nicht toxische Stoffe und zu ca. 50 % Aromaten wie z. B. Xylol eingesetzt. Dies wird bei Szenarien, die im Wesentlichen eine Freisetzung von Lösungsmittel betrachten, berücksichtigt (Abb. 3). Wird ein Monomer mit freigesetzt, so wird immer von einer toxischen Gefährdung ausgegangen (Abb. 4).

Anlage zur Herstellung von Kunstharzen				
	Szenario	Toxisches Lösungsmittel	Zündung	Auswirkung
	Freisetzung von Lösungsmittel in den Betriebsraum	0,5	0,xx	Explosion, Brand
			1 – 0,xx	Toxische Gasausbreitung
		0,5	0,xx	Explosion, Brand
			1 – 0,xx	Keine

Abbildung 3: Ereignisbaum für die Freisetzung von Lösungsmittel in den Betriebsraum

Für die Berechnung der Zündwahrscheinlichkeit wird das Modell von Cox für die Freisetzung von Gasen verwendet, da ein Teil des Lösungsmittels bei Betriebstemperaturen über der Siedetemperatur bei der Freisetzung spontan verdampft. Es wird hierbei konservativ davon ausgegangen, dass alle Reaktionen im Reaktor bei erhöhten Temperaturen und Drücken durchgeführt werden. Da die Zündwahrscheinlichkeit in Abhängigkeit vom freigesetzten Massenstrom berechnet wird, kann in den Ereignisbäumen kein fester Wert angegeben werden.

Bei einer Stofffreisetzung über die Druckentlastungseinrichtungen in den Blow-Down-Behälter wird aufgrund der Größe des Behälters (33,3 m³) davon ausgegangen, dass nur ein Teil der verdampften Lösungsmittel und Monomere (Styrol als Referenzstoff) aus dem Blow-Down-Behälter ins Freie austritt. Die Flüssigphase wird vollständig aufgefangen. Bei einer Zündung der Gaswolke wird nicht davon ausgegangen, dass es anschließend zu einem Brand innerhalb des Blow-Down-Behälters kommt bzw. Auswirkungen durch Wärmestrahlung zu erwarten sind (siehe Abbildungen 5 und 6).

Anlage zur Herstellung von Kunstharzen			
	Szenario	Zündung	Auswirkung
	Freisetzung von Lösungsmittel / Monomer-Gemischen in den Betriebsraum	0,xx	Explosion, Brand
		1 – 0,xx	Toxische Gasausbreitung

Abbildung 4: Ereignisbaum für die Freisetzung von toxischen Stoffen in den Betriebsraum

Kommt es zu einem Behälterbersten oder einer Explosion in einem Behälter, so wird der Behälterinhalt im Aufstellungsraum verteilt und es kommt zu einem Brand. Eine Gasausbreitungsberechnung muss daher nicht durchgeführt werden.

Störfallbegrenzende Maßnahmen, die selbsttätig die Stofffreisetzung begrenzen oder einen Brand bekämpfen, sind in der Anlage nicht vorgesehen. Die Anlage wird nur unter Anwesenheit des Bedienungspersonals betrieben. Durch Tätigkeiten in der Anlage oder durch regelmäßige Rundgänge wird der Anlagenzustand kontrolliert. Es wird davon ausgegangen, dass nach spätestens 30 Minuten eine Leckage erkannt worden ist und Gegenmaßnahmen eingeleitet werden. Im Rahmen der Ereignisbäume werden mögliche Fehler bei der Schadensbekämpfung nicht berücksichtigt, da dies zu einem unverhältnismäßig großen Aufwand führen würde.

Anlage zur Herstellung von Kunstharzen			
	Szenario	Zündung	Auswirkung
	Freisetzung von Lösungsmittel / Monomer-Gemischen in den Blow-Down-Behälter	0,xx	Explosion
		1 – 0,xx	Toxische Gasausbreitung

Abbildung 5: Ereignisbaum für die Freisetzung von toxischen Stoffen in den Blow-Down-Behälter

Anlage zur Herstellung von Kunstharzen				
	Szenario	Toxisches Lösungsmittel	Zündung	Auswirkung
	Freisetzung von Lösungsmittel in den Blow-Down-Behälter	0,5	0,xx	Explosion
			1 – 0,xx	Toxische Gasausbreitung
		0,5	0,xx	Explosion
			1 – 0,xx	Keine
	Explosion im Behälter, Behälterbersten			Explosion, Brand

Abbildung 6: Ereignisbaum für verschiedene Szenarien

3.1.7 Auswirkungsbetrachtungen

Beim Grundrisiko und teilweise auch beim Betriebsrisiko werden Stofffreisetzungen aus Behältern, Rohrleitungen und Pumpen in das Betriebsgebäude betrachtet. Das Gebäude ist nach Süden hin offen, sodass bei einer Gaswolkenexplosion in diese Richtung eine Druckentlastung erfolgt. Eine Beschädigung der Gebäudestruktur ist bei dieser Bauweise und den zu erwartenden Explosionsüberdrücken nicht zu erwarten. Personen, die sich in der Etage der Freisetzung aufhalten, werden durch die abbrennende Gaswolke aber geschädigt.

Der maximale Explosionsüberdruck in der Umgebung der Anlage wird mit dem Multi-Energy-Modell (siehe Anhang 1) berechnet. Aufgrund der Verdämmung der Gaswolke durch das Gebäude, einer geringen Zündenergie und einer geringen Verblockung wird von einer Explosionsklasse von 4 ausgegangen. Es wird davon ausgegangen, dass es nach der Gaswolkenexplosion zu einem Brand kommt. Die Wärmestrahlung in die Umgebung wird mit dem Modell OSRAMO II berechnet.

Für die Ausbreitungsrechnung der toxischen Gase wird die VDI-Richtlinie 3783 verwendet. Für die Schwergasausbreitung wird von einer lockeren Bebauung ausgegangen. Hiervon ausgenommen sind Ausbreitungen in nordöstlicher Richtung, die durch das Betriebsgebäude behindert werden. Vom Betreiber ist eine Messung der Windverteilung im Jahr 2007 vorgenommen worden, die in der Abbildung 7 dargestellt ist. Eine Messung der mittleren Windgeschwindigkeiten liegt nicht vor, sodass für die Berechnungen von einer konstanten Windgeschwindigkeit von 3 m/s ausgegangen wird.

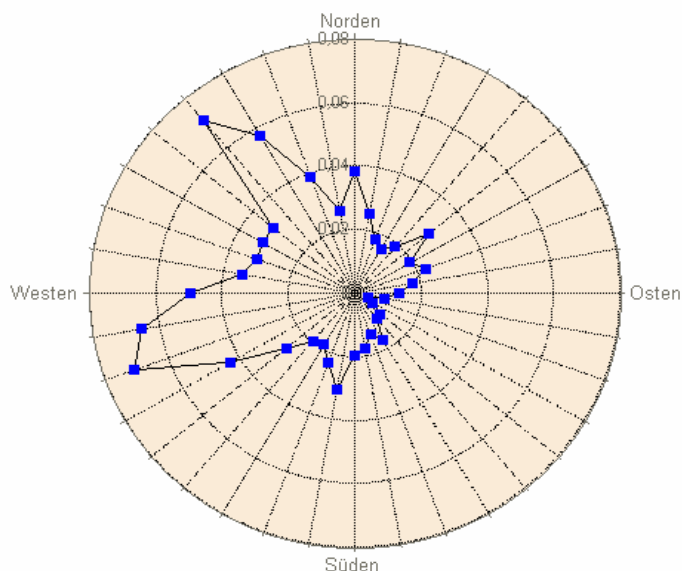


Abbildung 7: Windverteilung am Betriebsbereich

Für die Auswirkungsbetrachtungen wird von einer üblichen Mischung von Lösungsmittel, Monomere und Katalysator ausgegangen. In der folgenden Tabelle 45 sind die Zusammensetzungen in den einzelnen Behältern zusammengefasst.

Tabelle 45: Stoffzusammensetzung in den Anlageteilen

Behälter	Maximales Füllvolumen	Anteil Lösungsmittel	Anteil Styrol
B 207	17 m ³	21 Vol.-%	28 Vol.-%
B 208	2,8 m ³	100 Vol.-%	--
C 201	18,4 m ³	11 Vol.-%	4 Vol.-%
R 201	35,7 m ³	20 Vol.-%	--

Bei einem Ansprechen der Druckentlastungseinrichtungen in den Blow-Down-Behälter werden die Ansprechdrücke der Berstscheiben und Sicherheitsventile für die Berechnung der Stoffwerte vorausgesetzt. Entsprechend der Temperatur beim Ansprechen der Druckentlastungseinrichtungen ergeben sich die in Tabelle 46 angegebenen Flashanteile an Lösungsmittel und Styrol. Da die Gasvolumina größer als das Volumen des Blow-Down-Behälters sind, wird ein Teil der Gasphase aus dem Behälter freigesetzt. Bei den in Tabelle 46 angegebenen Werten ist das Behältervolumen mit berücksichtigt worden.

Konservativ wird davon ausgegangen, dass der gesamte Behälterinhalt in den Blow-Down-Behälter abgeblasen wird und die verdampfte Gasphase durch die Abkühlung an den Rohr- und Behälterwänden nicht wieder kondensiert. Die Freisetzungsdauer wird auf der Grundlage einer Berechnung der Zweiphasenströmung durch die Berstscheiben auf ca. 100 s abgeschätzt.

Tabelle 46: Flashanteile beim Ansprechen der Druckentlastung

Behälter	Ansprech- überdruck	Flashanteil Lösungsmittel	Flashanteil Sty- rol	Freigesetzte Gasphase aus dem Blow-Down-Behälter
B 207	0,5 bar	ca. 9 Ma.-%	ca. 8 Ma.-%	ca. 45 m ³ Lösungsmittel ca. 50 m ³ Styrol
C 201	2,6 bar	ca. 30 Ma.-%	ca. 26 Ma.-%	ca. 81 m ³ Lösungsmittel ca. 20 m ³ Styrol
B 208	2,6 bar	ca. 30 Ma.-%	--	ca. 96 m ³ Lösungsmittel

Für die Bewertung der Auswirkungen der Szenarien werden Grenzwerte herangezogen, da zurzeit keine Probit Functions für die toxische Bewertung der beiden Referenzstoffe vorliegen. Es werden die folgenden Werte verwendet:

Toxische Auswirkungen:	AEGL-3-Wert für 30 Minuten Xylol: 3.600 ppm; Styrol: 1.900 ppm
Explosion:	0,85 bar; untere Grenze der Lungenschädigung
Brand:	27 kW/m ² ; Verbrennung zweiten Grades

Bei der Gaswolkenexplosion innerhalb des Gebäudes wird aufgrund der Umgebungsbedingungen von einer Explosionsklasse von 4 (Explosionsüberdruck: 0,1 bar) und bei Szenarien außerhalb des Gebäudes von einer Explosionsklasse von 3 (Explosionsüberdruck: 0,05 bar) ausgegangen. Damit sind letale Schädigungen von Personen außerhalb der Gaswolke nicht zu erwarten.

3.1.8 Ermittlung des Risikos

In der Abbildung 8 sind die Isolinien für das Grundrisiko der Anlage dargestellt. Das Betriebsgebäude befindet sich in der Bildmitte und zur besseren Orientierung ist ein Kreis mit einem Radius von 100 m um das Gebäude gezogen worden. Andere Betriebsgebäude sind grau dargestellt und westlich von der Anlage befindet sich das Verwaltungsgebäude, das etwas dunkler hervorgehoben worden ist. Die Grenzen des Betriebsbereiches sind als gestrichelte Linien dargestellt.

Da beim Grundrisiko die Stofffreisetzungen aus Behältern, Rohrleitungen und Pumpen untersucht worden sind, sind auch die Auswirkungen und damit das Risiko im Wesentlichen auf das Gebäude begrenzt. In südlicher Richtung ist das Gebäude offen, sodass ein Einfluss der Wärmestrahlung in diese Richtung vorliegen kann. In nördlicher Richtung müssten die Risiko-Isolinien auf das Gebäude begrenzt sein, da es in dieser Richtung geschlossen ist. Dies ist aber zurzeit rechentechnisch nicht realisierbar, sodass die Isolinien kreisförmig sind.

Für das Grundrisiko sind insgesamt 23 Szenarien betrachtet worden. Durch Zusammenfassung mehrerer Szenarien wurden dann hierfür 32 Auswirkungsbetrachtungen durchgeführt. Das Grundrisiko erreicht einen maximalen Wert von $2,1 \cdot 10^{-4}$. Dies ist etwas geringer als die Summe der Eintrittshäufigkeiten der in Tabelle 42 und 43 aufgeführten Szenarien, was darauf zurückzuführen ist, dass bei einigen Gasausbreitungsberechnungen der AEGL-3-Wert nicht erreicht worden ist.

Für das Betriebsrisiko wurden nur 11 Szenarien identifiziert. Szenarien mit einer Häufigkeit kleiner als $1 \cdot 10^{-8}$ wurden für die Auswirkungsbetrachtungen vernachlässigt. Durch Zusammenfassung mehrerer Szenarien mussten dann nur noch sieben Auswirkungsbetrachtungen für Brände im Betriebsraum und für die Auswirkungen der Gasfreisetzungen (toxisch und Explosion) aus dem Blow-Down-Behälter durchgeführt werden.

In Abb. 9 sind die Isolinien für das Betriebsrisiko der Anlage dargestellt. Das Betriebsrisiko erreicht einen Maximalwert von $4,3 \cdot 10^{-3}$ und ist damit eine Zehnerpotenz größer als das Grundrisiko. Dies ist erwartungsgemäß auf die Szenarien der Druckentlastung in den Blow-Down-Behälter zurückzuführen. Das Gesamtrisiko der Anlage setzt sich als Summe aus dem Grundrisiko und dem Betriebs-

risiko zusammen. Da das Grundrisiko aber in dieser Anlage auf das Betriebsgebäude begrenzt ist, ändern sich die Konturen der dargestellten Isolinien nicht.

Durch die neue Betriebsführung mit Reaktionen bei höheren Temperaturen wird im Anforderungsfall der Druckentlastungseinrichtungen ein größerer Flash-Anteil gasförmig freigesetzt, als das bei dem Verfahren bei Umgebungsdruck der Fall war. Dies wird auch aus den in Tabelle 46 angegebenen Flash-Anteilen an Lösungsmittel und Monomer deutlich. Bei einer Druckentlastung des Reaktors C 201 bei 2,6 bar beträgt der Flash-Anteil ca. das Dreifache vom Flash-Anteil bei der Druckentlastung im B 207 (0,5 bar).

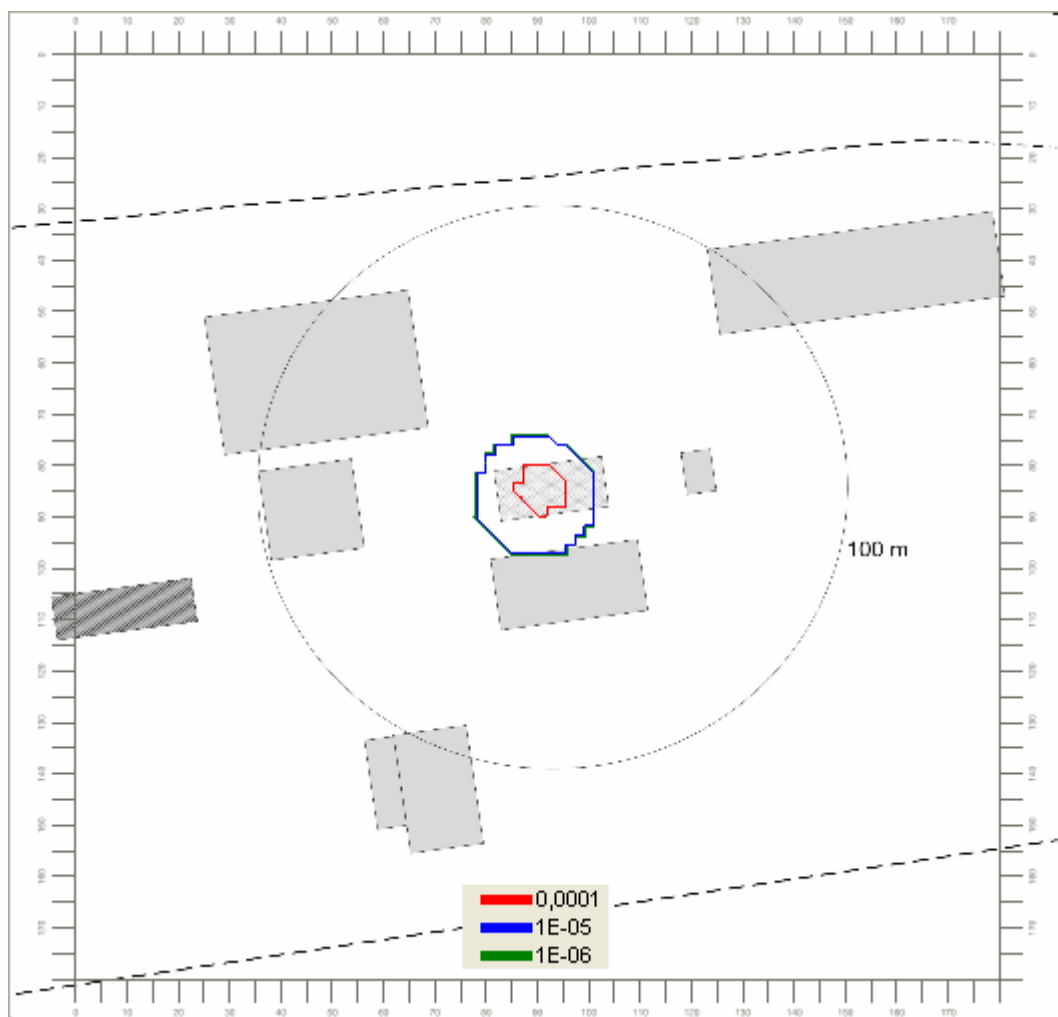


Abbildung 8: Grundrisiko [1/a]

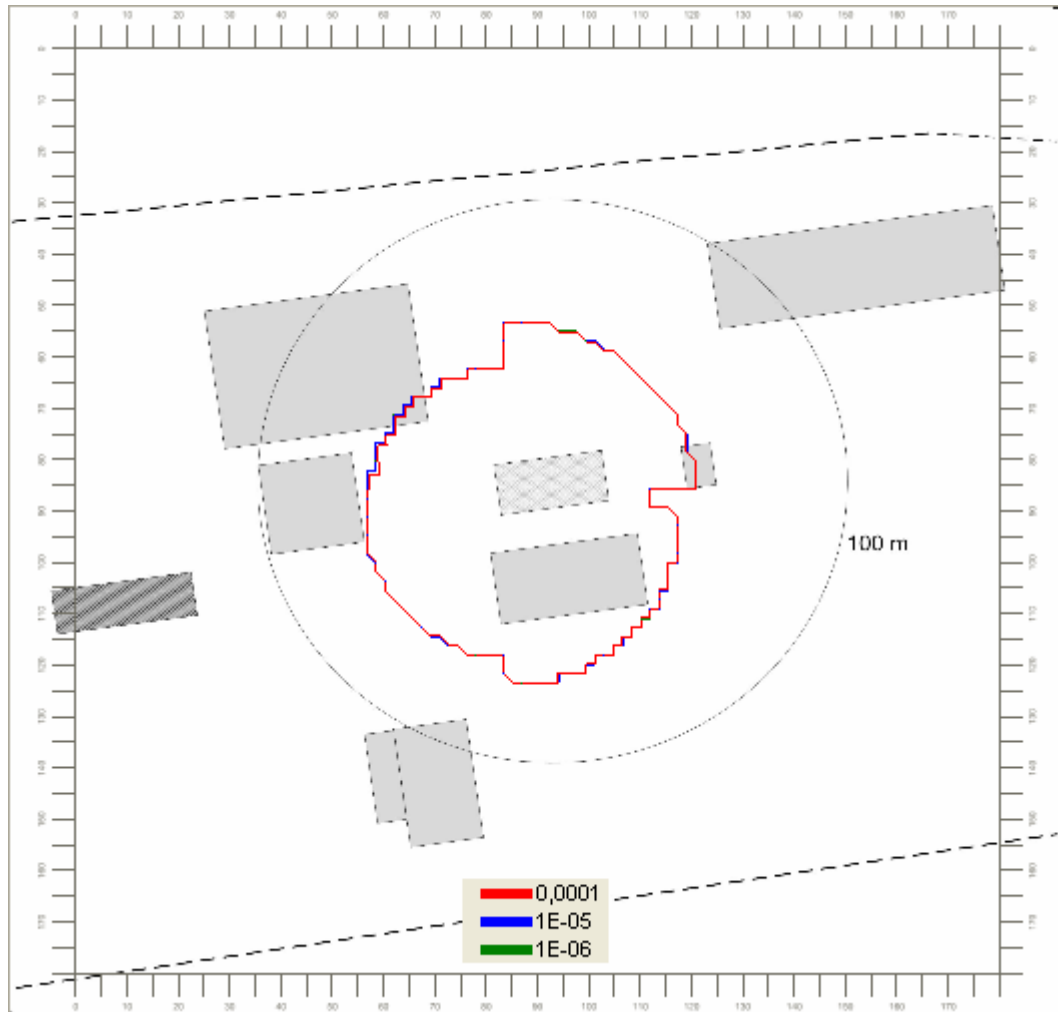


Abbildung 9: Betriebsrisiko [1/a]

Die Gaswolken erreichen durch die Schwergasausbreitung Entfernungen bis zu 100 m und können sowohl durch die Giftigkeit des Lösungsmittels oder durch die Gaswolkenexplosion (untere Zünddistanz ca. 39 m) zu Personenschäden innerhalb des Betriebsbereiches führen. Letale Auswirkungen außerhalb des Betriebsbereiches sind auch bei den getroffenen konservativen Annahmen nicht zu erwarten. Der asymmetrische Verlauf der Isolinien ist auf die Windverteilung und die unterschiedlichen Ausbreitungsgebiete in Abhängigkeit von der Windrichtung und der Bebauung zurückzuführen.

3.1.8.1 Einfluss der Betriebsweise

In der Abbildung 10 sind die Isolinien für das Gesamtrisiko der Anlage dargestellt, wenn ausschließlich das Verfahren bei Umgebungsdruck verwendet wird. Durch die viel geringeren Auswirkungen bleibt das Risiko $\geq 10^{-4}$ auf den Nahbereich des Betriebsgebäudes und des Blow-Down-Behälters beschränkt.

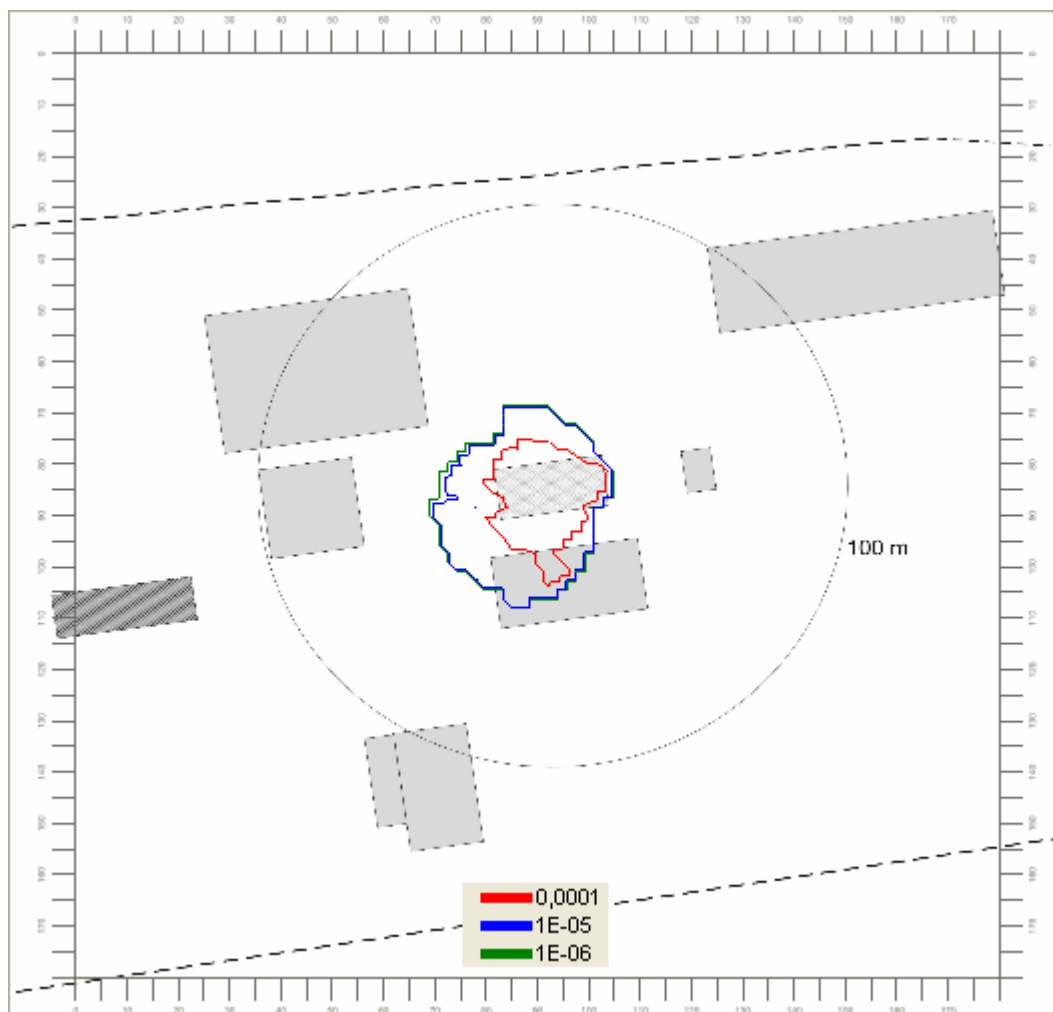


Abbildung 10: Gesamtrisiko [1/a] der Anlage beim Einsatz der drucklosen Verfahrensweise

3.1.8.2 Einfluss der Betriebsweise

Bei der Flächennutzungsplanung ist im SFK-TAA-Leitfaden-GS-01 /73/ aus der Analyse der Begriffsidentitäten von Störfall-Verordnung und ERPG-Definition herausgearbeitet worden, dass die Beeinträchtigung einer großen Anzahl von Menschen i. S. des § 2 Nr. 4 b Störfall-Verordnung für die Auswahl des relevanten Konzentrationsleitwertes maßgeblich ist. Damit ergibt sich eine weitgehende Definitionsüberschneidung mit dem **Schweregrad 2 der AEGL- bzw. ERPG-Werte**.

Große Brände wurden im SFK-TAA-Leitfaden-GS-01 unter dem Aspekt der Wärmestrahlungsbelastung betrachtet. Die Erfahrung zeigt, dass bei Bränden toxische Effekte durch die Brandgase für die Bauleitplanung i. d. R. vernachlässigbar sind. Gaswolkenexplosionen mit unmittelbarer Zündung sind unter dem Aspekt der Druckwellen und der durch sie bedingten Auswirkungen zu be-

trachten. Trümmerwurf wird aufgrund des bekannten Unfallgeschehens in Deutschland im Rahmen der Bauleitplanung nicht berücksichtigt.

Aus der Definition der »ernsten Gefahr« nach Störfall-Verordnung wurde geschlossen, dass die Beeinträchtigung einer großen Anzahl von Menschen i. S. des § 2 Nr. 4 b Störfall-Verordnung für die Auswahl der relevanten Toleranzwerte für die Belastung durch Wärmestrahlung und Explosionsdruckwirkungen maßgeblich ist. In der Regel wird bei der Bauleitplanung ein größeres Gebiet geplant, in dem sich mehrere Menschen aufhalten. Für die Wärmestrahlung ist mit einem Grenzwert von **1,6 kW/m²** die Grenze des Beginns nachteiliger Wirkungen für Menschen erreicht. Bei den Wirkungen von Explosionen ist eine Grenze zu irreversiblen Gesundheitsschäden bei 0,175 bar Spitzenüberdrucks für den Trommelfellriss erreicht. Schäden durch z. B. zersplittertes Glas sind schon ab 0,05 bar (für 100 % Bruch) zu erwarten. Als mittlerer Grenzwert wurde im Leitfaden für die Bauleitplanung **0,1 bar** gesetzt.

Diese für die Flächennutzungsplanung festgelegten Beurteilungswerte liegen deutlich unter den Werten der bisher durchgeführten Risikoanalysen. In der Abbildung 11 ist die mit der VDI-Richtlinie 3783 berechnete Konzentrationsverteilung für das Szenario B1.1 (Freisetzung von Xylol und Styrol aus dem Blow-Down-Behälter) und die AEGL-2 und 3-Werte für eine Expositionsdauer von 30 Minuten dargestellt. Bei diesem Szenario wird der größte Massenstrom freigesetzt und es werden dadurch die größten Auswirkungsradien erreicht. Während der AEGL-3-Wert in einer Entfernung von ca. 90 m unterschritten wird, wird der AEGL-2-Wert erst in ca. 190 m unterschritten.

Nach der deterministischen Betrachtungsweise würde für weitere Entscheidungen der Auswirkungsradius von 190 m herangezogen werden. Bei einer risikobasierten Betrachtungsweise werden die Auswirkungen des Szenarios aber über die Eintrittshäufigkeit relativiert und es ergeben sich die in Abb. 12 dargestellten Isolinien des Gesamtrisikos.

Zwar vergrößert sich der betroffene Bereich gegenüber den Berechnungen mit dem AEGL-3-Wert, erreicht aber nur einen Abstand von ca. 100 m vom Freisetzungsort. Dies ist darauf zurückzuführen, dass das Szenario B1.1 zwar die größten Auswirkungen, aber auch eine geringe Eintrittshäufigkeit besitzt.

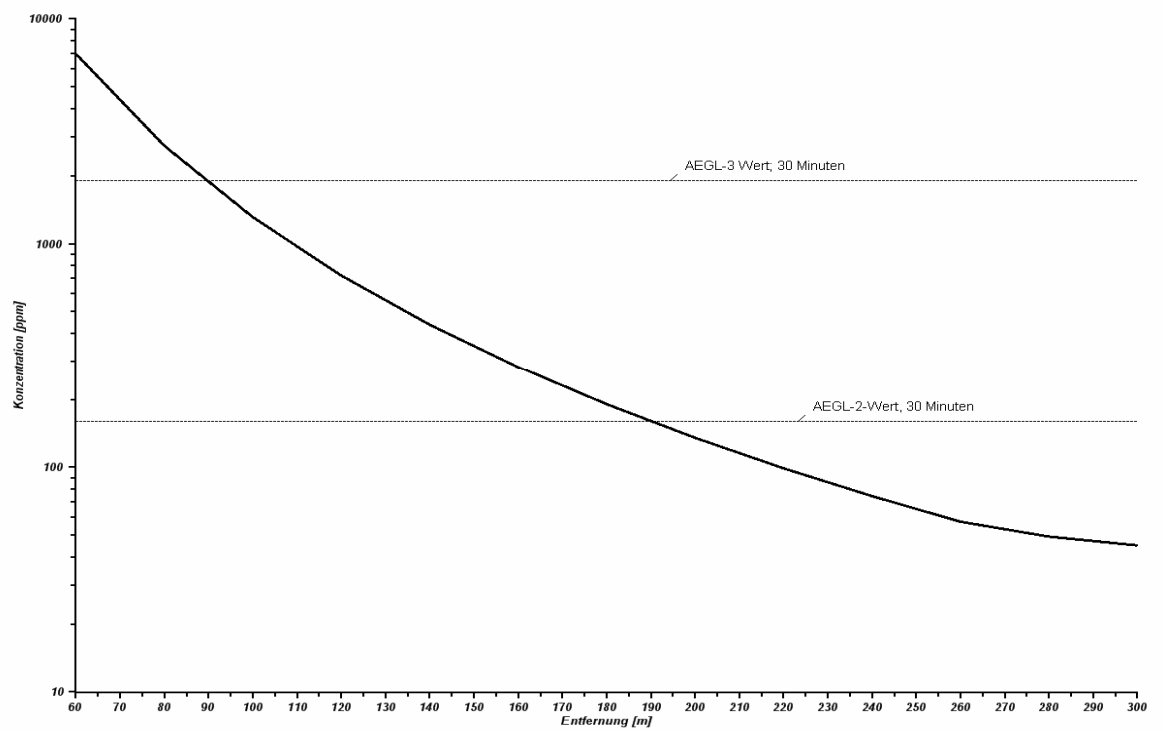


Abbildung 11: Konzentrationsverteilung für das Szenario B1.1

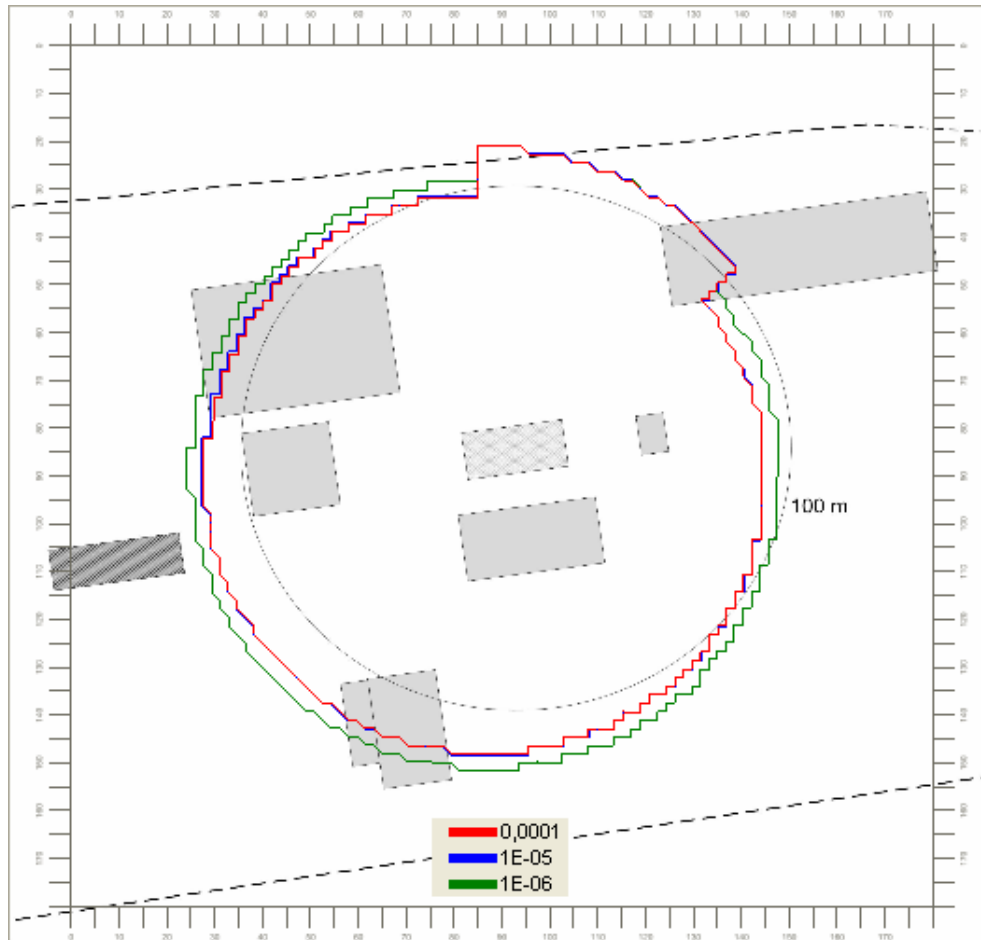


Abbildung 12: Gesamtrisiko der Anlage unter Anwendung der Beurteilungswerte des SFK/TAA-Leitfadens-GS-01

3.2 Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff

Am 18. Oktober 2007 wurde der BAM durch den Betreiber ein Sicherheitsbericht mit dem Stand Februar 2005 übergeben. Im Sicherheitsbericht werden die folgenden sicherheitstechnisch relevanten Teilanlagen genannt:

- Oleumentladung und -tanklager
- HF-Produktionsanlage einschließlich Fluorwasserstofflagerung und Destillationsanlage
- HF-Tanklager
- HF- und Fluorwasserstoffsäure-Kesselwagenabfüllung
- Ammoniak-Kälteanlage
- Fluorwasserstoffsäure IBC-Lagerung
- Tank für 23/40 % Fluorwasserstoffsäure

Wie die Störfallauswirkungsbetrachtungen im Sicherheitsbericht zeigen, sind Auswirkungen bei einer Freisetzung von Oleum auf den Nahbereich beschränkt. Daher werden in der Risikoanalyse

in Abstimmung mit dem Auftraggeber die Oleumentladung und das Tanklager nicht weiter betrachtet. Alle anderen genannten Teilanlagen werden erfasst.

3.2.1 Örtliche Lage

Der Betriebsbereich befindet sich südlich einer Kleinstadt neben einem Gewerbegebiet in einem Flusstal. Die Entfernung von der Betriebsgrenze zur nächsten Wohnbebauung beträgt ca. 30 m zu einem einzelnen bewohnten Gebäude und mindestens 130 m zur Häusergrenze des Ortes. Östlich wird der Betriebsbereich durch eine ca. 18 m hohe Böschung und westlich durch einen Fluss begrenzt.

Die betrachtete Anlage befindet sich im südöstlichen Teil des Betriebsbereiches in einem Produktionsgebäude mit mehreren Ebenen. Die Anlage erstreckt sich über alle Ebenen. Der Abstand des Produktionsgebäudes zur öffentlichen Straße beträgt ca. 75 m, zur nächst gelegenen Wohnbebauung ca. 110 m und zum Gewerbegebiet 100 m. Das Tanklager für Fluorwasserstoff befindet sich im südlichen Teil des Geländes mit Entfernungen von ca. 46 m zur Straße, 74 m zur Wohnbebauung und ca. 160 m zum Gewerbegebiet.

3.2.2 Verfahrensbeschreibung

Oleum wird wahlweise in Kesselwagen oder Straßentankwagen angeliefert. Die überdachte Entladestelle ist mit einer säurefest ausgekleideten Gleistasse ausgerüstet. Der Transportbehälter wird mit Chemieschläuchen an die Entladeleitung und an das Gaspendelsystem angeschlossen. Mit der Entladepumpe oder der fahrzeugeigenen Pumpe wird das Oleum aus dem Transportbehälter gepumpt und in den Oleumtank gefördert. Die verdrängte Gasphase aus dem Pendelsystem wird in einer Absorptionskolonne gewaschen und ins Freie abgeleitet. Umgekehrt ist die Belüftung des Gaspendelsystems mit getrockneter Luft möglich.

In der Fluorwasserstoffsäureanlage wird aus Flussspat und Schwefelsäure Fluorwasserstoffsäure hergestellt. Die Rohstoffe werden dosiert, gemischt und in einem indirekt beheizten Drehrohrofen erfolgen Stoffumwandlungen zu Fluorwasserstoff (HF)-Rohgas und Anhydrit. In einer Vorreinigung werden in der 1. Stufe mit Schwefelsäure als Teilstrom aus der Dosierung Staub und Wasser und in einer 2. und 3. Stufe mit Fluorwasserstoffsäure Schwefelsäure aus dem HF-Rohgas absorbiert. Gleichzeitig wird das HF-Rohgas knapp über dessen Siedepunkt (19,5 °C) gekühlt. In der folgenden Kondensation wird durch indirekte Solekühlung Fluorwasserstoffsäure gewonnen.

Der HF-Prozess verläuft außer im Drehrohrofen und bis zur Vorreinigung im Wesentlichen auf Niveau Umgebungstemperatur ab. Zur Vermeidung von HF-Emissionen wird das gesamte System, in dem sich HF-Gas befindet, mit Unterdruck von 1 bis 2 mbar betrieben, der durch den Prozessventilator erzeugt wird.

Die Destillationsanlage besteht aus zwei unabhängigen Destillationsstraßen, von denen grundsätzlich nur eine betrieben wird. Die zweite Straße befindet sich im Wechsel in Reparatur. Das Ausgangsprodukt (ca. 99%ige Fluorwasserstoffsäure) wird in zur Anlage gehörenden Vorlagebehältern für die Destillation vorgehalten. Aus diesen Behältern wird die Fluorwasserstoffsäure in die Destillationskolonne gepumpt. In dieser Kolonne erfolgt die Austreibung der flüchtigen Komponenten SiF_4 und SO_2 über Kopf mit einem gewissen Anteil HF. Im Sumpf befindet sich das Endprodukt Fluorwasserstoff mit einer Reinheit von 99,99 %. Es wird von dort über Sumpfkühler abgekühlt und in zwei Tagesbehältern zwischengelagert. Die bei der Destillation anfallenden Abgase werden dem Absorber zugeführt.

In der Mischanlage kann 99%ige Fluorwasserstoffsäure mit Brauchwasser zu 70%iger bzw. 70%ige Fluorwasserstoffsäure zu 60%iger und 40%iger Fluorwasserstoffsäure verdünnt werden. Die Verdünnung ist ein stark exothermer Prozess. Die Kühlung der Gemische erfolgt mit Brauchwasser.

Der Fluorwasserstoff gelangt aus den Behältern der HF-Anlage mittels Pumpe über Rohrleitungen in das HF-Tanklager. Das Tanklager besteht aus drei Lagerbehältern und ist mit einem Gleisanschluss ausgerüstet. Der Abtransport des Fluorwasserstoffes erfolgt mit speziellen Kesselwagen. Dazu wird der Kesselwagen auf dem Gleis direkt unter die Behälterbühne gefahren und mit Radvorleger festgelegt, die Verschiebesicherung angelegt und mit dem Schlüssel des Weichenschlosses das Umfüllsystem am Schaltschrank eingeschaltet. Nach Ausfüllen einer Checkliste für Kesselwagendaten werden der Füllschlauch einschließlich Flanschsicherung sowie der Entlüftungsschlauch mit Überfüllsicherung an die Kesselwagenventile angeschlossen. Durch Öffnen aller Armaturen des Entlüftungsweges wird der Kesselwagen in das Absaugsystem der Fluorwasserstoffsäure-Anlage entlüftet. Mittels Druckluft wird der zu entleerende Lagerbehälter aufgedrückt. Nach Öffnen aller Armaturen der Füllleitung wird durch Öffnen des Schnellschlussventils der Füllvorgang eingeleitet. Die Füllmenge wird über den Füllstand im Lagerbehälter und einer Durchflussmessung in der Füllleitung überwacht.

Fluorwasserstoffsäure in Konzentrationen von 23 % und 40 % wird von einer Fremdfirma mit LKW mit Aufsetztanks angeliefert. Die Fluorwasserstoffsäure wird in der vorhandenen Kleinabfüllung (Mischstation) in IBC abgefüllt und zum Verkauf vorbereitet. Als Entleerestelle wird die Entladestelle für Oleum und Schwefelsäure genutzt.

In einer Lagerhalle kann im Bedarfsfall bis zu 18 t Fluorwasserstoffsäure 40%ig bis 70%ig in 1 m³ IBC gelagert werden. Die Ein- und Auslagerung erfolgt mittels Gabelstapler.

Die Ammoniak (NH_3)-Kälteanlage dient zur Erzeugung von technologisch benötigter Kälte, die mittels Kühlsole zu dem jeweiligen Verbraucher in der HF-Anlage geleitet wird. Die drei NH_3 -Kolbenverdichter saugen das gasförmige NH_3 mit einer Temperatur von ca. -15 °C über einen Flüssigkeitsabscheider aus dem Verdampfer (Solekühler) an und verdichtet dieses auf einen Über-

druck von ca. 11 bar. Das Kältemittel wird über Ölabscheider in die Verflüssiger gefördert und durch Brauchwasser abgekühlt und verflüssigt. Das flüssige NH_3 wird im Flüssigkeitssammler aufgefangen und gelangt über eine Einspritzung (Drossel) in den Verdampfer. Der NH_3 -Kreislauf enthält keine Kältepumpen, sondern wird nur von den Verdichtern angetrieben.

Der Solekreislauf wird mit insgesamt drei Solepumpen betrieben und geht über die Verdampfer zu den Kälteverbrauchern in die Fluorwasserstoffsäureanlage. Die auf $-15\text{ }^\circ\text{C}$ abgekühlte Sole wird bei den Verbrauchern um ca. 2 K erwärmt.

3.2.3 Konstruktive Merkmale

Angaben über die konstruktiven Merkmale der sicherheitstechnisch relevanten Anlagenteile sind im Sicherheitsbericht enthalten und wurden der systematischen Gefährdungsanalyse zu Grunde gelegt.

3.2.4 Stoffeigenschaften

Von den in der Anlage verwendeten Stoffen gehen Gefahren durch ihre toxischen Eigenschaften aus. Im Sicherheitsbericht sind die Stoffdatenblätter der relevanten Stoffe enthalten. Im Rahmen der Risikoanalyse werden Ammoniak und Fluorwasserstoff(säure) betrachtet.

3.2.4.1 Ammoniak

Ammoniak ist ein farbloses, sehr leicht wasserlösliches, chemisch stabiles, stark ätzendes und giftiges Gas. Es bildet mit oxidierenden Gasen, so auch mit dem Luftsauerstoff, explosionsfähige Gemische. Durch die hohe Zündtemperatur von $630\text{ }^\circ\text{C}$ und die Mindestzündenergie von 14 mJ ist die Gefahr einer Explosion nur in umschlossenen Räumen gegeben.

Kennzeichnend für Ammoniak ist sein stechender, zu Tränen reizender Geruch. Die Geruchsschwelle von Ammoniak ist mit ca. 2 - 5 ppm recht niedrig, muss aber nicht bei jeder Person in diesem Bereich liegen. Sie hängt unter anderem auch vom individuellen Wohlbefinden ab. Ab etwa 25 ppm wird der Geruch von Ammoniak aber von den meisten Menschen wahrgenommen. Diese Eigenschaft kann bei entsprechender Konzentration zu Sehbehinderungen und Orientierungslosigkeit führen. Wegen seiner hohen Wasserlöslichkeit kann es auf den Schleimhäuten der Atemwege, in den Augen oder auf der Haut seine starke Ätzwirkung entfalten.

Bei hohen Konzentrationen sind dann tiefgreifende Nekrosen und damit bleibende Schäden nicht mehr auszuschließen. Glottis- und Lungenödeme sind möglich, auch wurden Blutdruckerhöhungen und eine Erhöhung der Infektionsbereitschaft beobachtet. Sehr hohe Konzentrationen (ab ca. 5.000 ppm) können durch Lähmung des Atmungssystems sehr schnell zum Tode durch Erstickten führen. Gefährlich ist auch der schon bei niedrigen Konzentrationen auftretende Stimmritzenkrampf, der durch krampfartiges Verschließen des Kehlkopfes zum Erstickungstod führen kann.

Tabelle 47: Allgemeine Stoffdaten und sicherheitstechnische Kenngrößen von Ammoniak

Chemische Formel	NH ₃
Molmasse	17,03 g/mol
Schmelztemperatur	-77,74 °C
Siedetemperatur bei 1013 mbar	-33,41 °C
Kritische Temperatur	132,4 °C
Dichte bei 20 °C (Gasphase)	0,77 kg/m ³
Dichte der flüssigen Phase am Siedepunkt	682 kg/m ³
Dampfdruck (abs.)	
– bei 20 °C	8,57 bar
– bei 30 °C	11,67 bar
– bei 50 °C	20,33 bar
Zündtemperatur	630 °C
Explosionsgrenzen	
– untere	15 Vol.-%
– obere	30,2 Vol.-%

Für Ammoniak sind für verschiedene Expositionszeiträume folgende AEGL-Werte veröffentlicht worden:

	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL 1 (ppm)	30	30	30	30	30
AEGL 2 (ppm)	220	220	160	110	110
AEGL 3 (ppm)	2700	1600	1100	550	390

Als Parameter für die Probit Function werden in /5/ die folgenden Werte empfohlen:

	a	b	n
Ammoniak	-15,8	1	2

3.2.4.2 Fluorwasserstoff

In Störfällen emittierter gasförmiger HF dürfte nur in Extremfällen direkt inhaliert werden. Infolge der starken Hygroskopizität und Reaktivität nimmt HF schon aus der Luft Wasser auf, sodass sich schnell wasserhaltige HF-Aerosole bilden. Auch die aus wasserfreiem flüssigem HF an der Luft freigesetzten Rauche/Nebel werden bereits zu hohen Anteilen Luftfeuchtigkeit gebunden haben. In jedem Fall ist von einer quantitativen Resorption im Atemtrakt auszugehen. In Studien an Probanden wurden bei Raumluftkonzentrationen von 6 ppm HF Resorptionsquoten bis zu 99,7 % bestimmt

/93/. Für flüssigen wasserfreien HF ist die Haut kein Hindernis. Auch für wasserhaltige HF-Aerosole, die auf der Haut deponiert werden, ist eine dermale Resorptionsmöglichkeit anzunehmen, da wässrige HF-Lösungen schwere systemische Wirkungen ausgelöst haben.

HF hat eine ätzende Wirkung auf Schleimhäute und Haut und es besteht die Gefahr schwerer Augen- und Lungenschädigungen, Störungen von Stoffwechsel, Herz-Kreislauf- und Nervensystem. HF wirkt auf alle kontaktierten Gewebe stark schädigend. Am Auge lösen schon Luftkonzentrationen um 4 mg HF/m^3 Reizung und Tränenfluss aus. Wässrige Aerosole können am Auge (je nach Konzentration) schwere Verätzungen hervorrufen. Die direkte Einwirkung von wasserfreiem HF am Auge (keine Fallberichte bekannt) lässt aufgrund der korrosiven Wirkung schwerste, irreversible Augenschädigungen erwarten. Bei Einwirkung auf die Haut muss sowohl mit korrosiven Schäden als auch mit systemischen Effekten gerechnet werden.

Bereits HF-Aerosole bewirken an der Haut Prickeln, Brennen, Rötung/Schwellung und (in konzentrierter Form) Verätzungen. Wasserfreier, flüssiger HF soll die Haut sofort schädigen. Einzelfallberichte (3) beschreiben schwere Intoxikationen nach Einwirkung von wasserfreiem HF auf ca. 2,5 - 5 % der Hautoberfläche: Folgen waren Verätzungen 2. bis 3. Grades, Intoxikationserscheinungen (in einem der Fälle: Übelkeit, Erbrechen, Bradykardie, Polyurie); der 3. Fall verlief tödlich (keine Angaben zu Todesursache/Autopsiebefunden). Auch 80%ige wässrige HF-Lösung verursachte nach Einwirkung auf 5 % Hautoberfläche Schmerzen im Brustraum, Atemnot und schwere Stoffwechselstörungen (Hypocalcämie) mit Todesfolge. Zu diesen Intoxikationen kann möglicherweise auch die gleichzeitige Inhalation beigetragen haben. Inhalativ wirkt in die Raumluft freigesetzter HF vor allem schädigend auf die Atemwege. Probanden, die HF-haltige Raumluft 1 h inhalierten, empfanden bei $2,5 - 5,2 \text{ mg HF/m}^3$ (3 - 6,2 ppm) Reizungen im oberen Atemtrakt (Nase, Rachen), weniger der Augen und der tieferen Atemwege.

Konzentrationen von 25 mg/m^3 wurden von Probanden aufgrund deutlicher Beschwerden nur noch kurzzeitig ertragen, 50 mg/m^3 lösten sofortige Reizungen der Augenbindehaut und der Schleimhäute von Nase und Rachen aus. Bei Unfällen haben nicht quantifizierte HF-Dampf- oder Aerosolkonzentrationen zu schweren Lungenschäden geführt (hämorrhagisches Lungenödem, Atelektasen und Blutungen in den Atemwegen). Der Tod erfolgte meist sehr schnell (30 -150 min nach Exposition). Die Lungenschäden können aber auch erst nach längerer Latenz manifest werden. Bei Überleben persisierten Atemfunktionsstörungen zum Teil über Monate. Erfahrungsberichte, die sich auf die unmittelbare Inhalation von (noch) wasserfreiem HF-Gas bzw. die aus flüssigem wasserfreiem HF freigesetzten Dämpfe/Rauche beziehen, liegen nicht vor, jedoch ist von einer analogen, wahrscheinlich noch aggressiveren Wirkung auszugehen. Es wird angenommen, dass für den Menschen 42 mg/m^3 (50 ppm HF) bei 30- bis 60-minütiger Exposition tödlich sein können. Der IDLH-Wert (immediately dangerous to life or health) wurde auf 30 ppm festgesetzt /93/.

Tabelle 48: Allgemeine Stoffdaten von Fluorwasserstoff /93/

Chemische Formel	HF
Molmasse	20,0 g/mol
Schmelztemperatur	-83,37 °C
Siedetemperatur bei 1.013 mbar	19,5 °C
Kritische Temperatur	188 °C
Dichte bei 0 °C (Gasphase)	0,921 kg/m ³
Dichte der flüssigen Phase am Siedepunkt	968 kg/m ³
Dampfdruck (abs.)	
– bei 20 °C	1,0314 bar
– bei 30 °C	1,5 bar
– bei 50 °C	2,8 bar

Für HF sind folgende AEGL-Werte veröffentlicht worden:

	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL 1 (ppm)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
AEGL 2 (ppm)	95	34	24	12	12
AEGL 3 (ppm)	170	62	44	22	22

Als Parameter für die Probit Function werden in /5/ die folgenden Werte empfohlen:

	a	b	n
HF	-8,4	1	1,5

3.2.4.3 Fluorwasserstoffsäure

Im Betriebsbereich werden unterschiedliche Konzentrationen von Fluorwasserstoffsäure hergestellt und abgefüllt. In der folgenden Tabelle sind einige Stoffdaten für Fluorwasserstoffsäure unterschiedlicher Konzentrationen angegeben. Weitere Informationen können dem Sicherheitsbericht entnommen werden.

Tabelle 49: Allgemeine Stoffdaten von Fluorwasserstoffsäure

Chemische Formel	HF+H ₂ O
Molmasse HF	20,0 g/mol
Molmasse H ₂ O	18,0 g/mol
Schmelztemperatur	Abhängig von der Konzentration
Siedetemperatur bei 1.013 mbar (azeotrop siedendes Gemisch)	112,2 °C
Kritische Temperatur	
Dichte bei 20 °C (Gasphase)	0,9011 kg/m ³
Dichte der flüssigen Phase am Siedepunkt	
10%ig	1.040 kg/m ³
20%ig	1.070 kg/m ³
30%ig	1.120 kg/m ³
40%ig	1.160 kg/m ³
50%ig	1.200 kg/m ³
75%ig	1.270 kg/m ³
Dampfdruck (abs.) 60%ig	
– bei 20 °C	95 mbar
– bei 30 °C	150 mbar
– bei 50 °C	300 mbar

3.2.5 Gefährdungsanalyse

Im vorliegenden Sicherheitsbericht wird ein Checklistenverfahren für die systematische Gefährdungsanalyse für die folgenden Teilanlagen eingesetzt:

- Fluorwasserstoffsäure-Kesselwagenabfüllung
- TKW-Entladung Oleum
- Drehrohrofen
- Vorreinigung und Kondensation
- Gasnachreinigung
- Fluorwasserstoffsäuretanklager
- Mischanlage
- Lagerhalle B113
- 23 %/40 % Fluorwasserstoffsäure-Lagerung, LKW-Entleerung/Gebindeabfüllung

Für

- NH₃-Kälteanlage und
- Destillationsanlage einschließlich HF-Lagerung

wird die Gefährdungsanalyse nur beschreibend (ohne Checklistenverfahren) durchgeführt.

Die vorliegenden Gefährdungsanalysen sind nicht auf Vollständigkeit und Richtigkeit geprüft worden. Da die Risikoanalyse eine Erweiterung des deterministischen Verfahrens sein soll, basiert sie auf den Ergebnissen der durchgeführten Gefährdungsanalysen. Durch die Aufstellung der Fehlerbäume wird die Wirksamkeit der Störfall begrenzenden Maßnahmen hinterfragt und es ergeben sich dann durch diese zweite Analyse ggf. weitere Szenarien.

Szenarien, die als Auswirkungen eine HF-Freisetzung angegeben haben, sind in den folgenden Übersichten zusammengefasst worden:

Fluorwasserstoffsäure-Kesselwagenabfüllung		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
1.1	Mechanisches Versagen des EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure
1.2	Versagen von Rohrleitungen, Flansche und Dichtungen	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure
1.3	Versagen Pumpengehäuse	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure im Gebäude
1.4	Unsachgemäßer Anschluss an den EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure
1.5	Wegrollen des EKW bei der Verladung	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure
1.6	Nach der Befüllung kein Schließen der Handabsperrarmaturen am EKW und Füllleitung	Freisetzung von HF aus der Füllleitung und dem KW
1.7	Kollision mit zweitem EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure
1.8	Beschädigung der Rohrbrücke und der Umfüllstation durch Fahrzeuge	Nur während der Befüllung Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure
1.9	Öffnen der Befüllarmatur ohne Anschluss an EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure

Drehrohrofen		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
2.1	Versagen der Drehrohrofenwandung	HF Freisetzung über den Schornstein
2.2	Versagen der Ventilatoren	HF Freisetzung ins Gebäude
2.3	Leckage am Drehrohrofen oder Vorreaktor	HF Freisetzung ins Gebäude

Vorreinigung und Kondensation		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
3.1	Mechanisches Versagen der Vorreinigungskolonne K39	HF Freisetzung und Fluorwasserstoffsäure ins Gebäude
3.2	Versagen Wärmetauscher W 41a/b rohrrseitig	HF Freisetzung am Drehrohröfen ins Gebäude
3.3	Versagen Pumpe P54.1	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure ins Gebäude
3.4	Leckagen an Rohrleitungen, Flanschen und Behältern	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure ins Gebäude

Gasnachreinigung		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
4.1	Mechanisches Versagen der Absorptionskolonne K52	HF Freisetzung ins Gebäude
4.2	Versagen B 52 oder B37	HF Freisetzung ins Gebäude

Fluorwasserstoffsäurelager		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
5.1	Leckagen an Flanschen und Armaturen	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
5.2	Versagen der Behälter	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
5.3	Versagen der Pumpe P54.2, P54.2	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude

Mischanlage		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
6.1	Leckagen an Flanschen und Armaturen	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
6.2	Versagen der Behälter B90.1, B90.2, B49a, B90.4, B90.5	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
6.3	Versagen der Pumpen P90.1, P90.2	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
6.4	Versagen des Wärmetauschers W90.2 mantelseitig	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude

Lagerhalle B 113		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
7.1	Mechanisches Versagen von Gebinden durch Herabfallen, Beschädigung durch Gabelstapler	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne in der Lagerhalle
7.2	Mechanisches Versagen von Gebinden durch Beschädigung durch Gabelstapler bei Stromausfall	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne in der Lagerhalle
7.3	Blitzeinschlag und/oder Brand	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne in der Lagerhalle

23/40% Fluorwasserstoffsäure-Lagerung/LKW-Entleerung und Gebindeabfüllung		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
8.1	Überfüllung Kleingebinde	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
8.2	Mechanisches Versagen des Tankcontainers	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Freien
8.3	Mechanisches Versagen der Lagerbehälter, des Ansaugbehälters	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Freien
8.4	Leckagen an Flanschen und Armaturen, Pumpe	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Freien
8.5	Mechanisches Versagen der Kleingebinde	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
8.6	Zu frühes Öffnen der Entleerleitung	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Freien
8.7	Absperrarmatur Kleingebindeabfüllung schließt nicht	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Gebäude
8.8	Fehler beim Anschließen des Tankcontainers	Ggf. Freisetzung Fluorwasserstoffsäure beim Abschalten der Pumpe (Stromausfall) in die Auffangwanne im Freien
8.9	Wegrollen/Anfahren des Tankcontainers	Freisetzung Fluorwasserstoffsäure in die Auffangwanne im Freien

Für die Ammoniak-Kälteanlage ist keine systematische Gefährdungsanalyse durchgeführt worden. Da zurzeit kein aktuelles RI-Fließbild vorliegt und aus dem vorliegenden RI-Fließbild z. B. nicht entnommen werden kann, welche Armaturen als Kappenventile ausgeführt worden sind und welche Armaturen betriebsmäßig betätigt werden können, wird auf die Erstellung einer systematischen Gefährdungsanalyse im Rahmen dieser Arbeit verzichtet.

Es werden aus den vorliegenden Unterlagen die folgenden Szenarien abgeleitet, wobei aber durch eine detaillierte Analyse weitere Szenarien hinzukommen könnten.

Ammoniak-Kälteanlage		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
9.1	Leckagen an Rohrleitungen	Ammoniak Freisetzung in den Raum
9.2	Leckagen an den Wärmetauschern W061/1 und W061/2	Ammoniak Freisetzung in den Raum
9.3	Leckagen an den Flüssigkeitsabscheidern F071/1 und F071/2	Ammoniak Freisetzung in den Raum
9.4	Leckage am Sammler B051 und am Ölabscheider B036	Ammoniak Freisetzung in den Raum
9.5	Leckagen an den Verdichtern	Ammoniak Freisetzung in den Raum
9.6	Ansprechen von Sicherheitsventilen	Ammoniak Freisetzung aus der Abblaseleitung
9.7	Flüssigkeitsschläge in den Verdichtern	Ammoniak Freisetzung in den Raum
9.8	Versagen der Ölablassarmatur	Ammoniak Freisetzung in den Raum

Für die Destillationsanlage einschließlich der HF-Lagerung und EKW-Befüllung wird im Sicherheitsbericht die Gefährdungsanalyse nur beschreibend (ohne Checklistenverfahren) durchgeführt. Auf die im Vergleich zur Fluorwasserstoffsäureverladung unterschiedliche Art der EKW-Befüllung mit HF wird nicht eingegangen. In der folgenden Übersicht sind Szenarien aufgelistet, die aus der EKW-Befüllung mit Fluorwasserstoffsäure abgeleitet worden sind. Durch eine detaillierte Analyse, die aber nicht im Rahmen dieses Berichtes durchgeführt wird, könnten weitere Szenarien hinzukommen.

Fluorwasserstoff-Kesselwagenabfüllung		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
10.1	Leckage am EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.2	Versagen von Rohrleitungen, Flansche und Dichtungen	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.3	Versagen von Behältern	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.4	Versagen Pumpengehäuse	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.5	Unsachgemäßer Anschluss an den EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.6	Wegrollen des EKW bei der Verladung	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.7	Nach der Befüllung kein Schließen der Handabsperrarmaturen am EKW und Füllleitung	Freisetzung von HF aus der Füllleitung und dem KW

Fluorwasserstoff-Kesselwagenabfüllung		
Nr.	Beschreibung des Szenarios	Auswirkungen
10.8	Kollision mit zweitem EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.9	Beschädigung der Rohrbrücke und der Umfüllstation durch Fahrzeuge	Nur während der Umfüllung vom Tagesbehälter in den Lagerbehälter. Freisetzung von Fluorwasserstoff
10.10	Öffnen der Befüllarmatur ohne Anschluss an EKW	Freisetzung von Fluorwasserstoff

3.2.6 Eintrittshäufigkeiten der Szenarien

3.2.6.1 Grundrisiko

In der folgenden Tabelle 50 sind die wesentlichen Rohrleitungen in der Anlage mit ihren Nennweiten und Längen zusammengestellt. Die Rohrleitungslängen wurden nicht abgemessen, sondern auf Grundlage der Ortsbesichtigung abgeschätzt. Entsprechend der Rohrklasse einer Rohrleitung sind die zu berechnenden Lecks und die damit verbundenen Versagenhäufigkeiten ebenfalls aufgeführt.

Tabelle 50: Rohrleitungen innerhalb der Anlage

Nr.	Rohrleitung	DN	Länge	Leck-durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G1.1 G1.2 G1.3 G1.4	HF Rohgasleitung	300	100 m	5 mm 11 mm 22 mm 34 mm	$4,2 \cdot 10^{-7}$ $1,2 \cdot 10^{-7}$ $9,0 \cdot 10^{-8}$ $3,0 \cdot 10^{-8}$
G2.1 G2.2	HF Flüssigphase	50	50 m	5 mm 11 mm	$6,7 \cdot 10^{-6}$ $2,2 \cdot 10^{-6}$
G3.1 G3.2	HF Flüssigphase B219 - Tanklager	50	150 m	5 mm 11 mm	$2,9 \cdot 10^{-5}$ $9,5 \cdot 10^{-6}$
G4.1 G4.2	Fluorwasserstoffsäure 70% B54 – EKW-Station	50	150 m	5 mm 11 mm	$2,9 \cdot 10^{-5}$ $9,5 \cdot 10^{-6}$
G5.1 G5.2	Fluorwasserstoffsäure im Gebäude	50	150 m	5 mm 11 mm	$2,9 \cdot 10^{-5}$ $9,5 \cdot 10^{-6}$
G6.1 G6.2	Fluorwasserstoffsäure im Freien	50	20 m	5 mm 11 mm	$3,8 \cdot 10^{-6}$ $1,3 \cdot 10^{-6}$

Nr.	Rohrleitung	DN	Länge	Leck- durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G7.1 G7.2 G7.3 G7.4	Ammoniak Gasphase (1,4 bar)	250	50 m	5 mm 11 mm 22 mm 34 mm	$4,2 \cdot 10^{-7}$ $1,2 \cdot 10^{-7}$ $9,0 \cdot 10^{-8}$ $3,0 \cdot 10^{-8}$
G7.5 G7.6 G7.7	Ammoniak Gasphase (10 bar)	150	20 m	5 mm 11 mm 22 mm	$1,7 \cdot 10^{-7}$ $4,6 \cdot 10^{-8}$ $3,6 \cdot 10^{-8}$
G8.1	Ammoniak Flüssigphase	25	20 m	5 mm	$3,8 \cdot 10^{-6}$

Da die Rohrleitungen innerhalb des Gebäudes verlegt sind und kein nennenswerter Betriebsverkehr stattfindet, wird ein Rohrleitungsabriss für Rohrleitungen DN > 15 nicht unterstellt. Die Länge der Messleitungen mit einem kleineren Durchmesser wird auf insgesamt 10 m abgeschätzt.

Tabelle 51: Messleitungen innerhalb der Anlage

Nr.	Rohrleitung	DN	Länge	Leckdurch- messer	Häufigkeit [1/a]
G9.1	Messleitungen	15	10 m	15 mm	$8 \cdot 10^{-7}$

Die HF- und Fluorwasserstoffsäure führenden Rohrleitungen auf der Rohrbrücke zwischen dem Betriebsgebäude und der EKW-Station sind nur bei der EKW-Befüllung mit Fluorwasserstoffsäure (ca. 200 pro Jahr) oder bei der Befüllung der HF-Lagerbehälter mit Flüssigkeit (ca. 350 pro Jahr) gefüllt. In Verbindung mit der geringen Eintrittshäufigkeit eines Rohrabrisses von ca. $8,8 \cdot 10^{-8}$ kann das Szenario vernachlässigt werden.

Die EKW werden über ummantelte Wellschläuche mit der EKW-Station verbunden. Die Schläuche werden halbjährlich einer Druckprüfung unterzogen. Daraus ergeben sich die beiden folgenden Szenarien:

Tabelle 51: Schläuche innerhalb der Anlage

Nr.	Schlauchverbindung	DN	Leckdurchmesser	Häufigkeit [1/a]
G10.1 G10.2	HF Fluorwasserstoffsäure	50	5 mm	$2,5 \cdot 10^{-4}$ $2,0 \cdot 10^{-4}$

Im Grundrisiko werden auch die möglichen Behälterleckagen betrachtet. In der Tabelle 52 sind die Behälter und die Versagenshäufigkeiten, unter Berücksichtigung der Behälteranzahl, aufgeführt. Da

die Behälter auf verschiedenen Ebenen des Gebäudes aufgestellt sind, sind auch die Aufstellungshöhen und damit die Quellhöhen der HF-Emissionen mit angegeben. Da bei Fluorwasserstoff die Korrosionsgefahr relativ hoch ist, wird die Leckagehäufigkeit nur bei Kunststoffbehältern um 30 % reduziert.

Beim Drehrohrofen ist zu unterscheiden, ob eine Leckage nach außen in den Betriebsraum betrachtet wird oder eine Leckage in den Mantelraum. Durch die schleifende Dichtung tritt eine Leckage in den Raum häufiger auf als bei einem drucklosen Behälter. Daher ist die Leckagehäufigkeit verdoppelt worden. Eine Leckage im Brandraum ist dagegen weniger zu erwarten, da der Behälter durch die Wanddicke eher wie ein Druckbehälter ausgelegt ist. Dem gegenüber ist aber durch die korrosiven Medien ein erhöhter Abtrag festzustellen. Es wird daher die Leckagehäufigkeit eines Druckbehälters mit chemischer Umwandlung angenommen.

Tabelle 52: Betrachtete Behälter innerhalb der Anlage

Nr.	Behälter	Medium	Aufstellungshöhe	Häufigkeit [1/a]
G11.1 G11.2 G11.3 G11.4	Drehrohrofen	HF gasförmig	2 m (Freisetzung ins Gebäude) 34 m (Freisetzung über Schornstein)	10 mm: $2 \cdot 10^{-4}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-4}$ 10 mm: $1 \cdot 10^{-4}$ 25 mm: $5 \cdot 10^{-5}$
G12.1 G12.2	10 x B54	HF-Säure	14 m	10 mm: $1 \cdot 10^{-4}$ 25 mm: $5 \cdot 10^{-5}$
G13.1 G13.2	3 x K 39, 3 x B 39	HF-Säure	14 m	10 mm: $6 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $3 \cdot 10^{-5}$
G14.1 G14.2	6 x B41	HF-Säure	20 m	10 mm: $6 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $3 \cdot 10^{-5}$
G15.1 G15.2	6 x W41	HF gasförmig	20 m	10 mm: $6 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $3 \cdot 10^{-5}$
G16.1 G16.2	1 x B49	HF-Säure	14 m	10 mm: $1 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $5 \cdot 10^{-6}$
G17.1 G17.2	7 x B90	HF-Säure	20 m	10 mm: $7 \cdot 10^{-4}$ 25 mm: $3,5 \cdot 10^{-4}$
G18.1 G18.2	2x B201	HF flüssig	9 m (im Freien)	10 mm: $2 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-5}$

Nr.	Behälter	Medium	Aufstellungshöhe	Häufigkeit [1/a]
G19.1 G19.2	2 x K212	HF flüssig	9 m (im Freien)	10 mm: $2 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G20.1 G20.2	2 W214	HF gasförmig	31 m	10 mm: $2 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G21.1 G21.2	2 B219	HF flüssig	9 m (im Freien)	10 mm: $2 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G22.1 G22.2	3 x B301	HF flüssig	7 m (im Freien)	10 mm: $3 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1,5 \cdot 10^{-5}$
G23.1 G23.2	2 x B90	HF-Säure	18 m (im Freien)	10 mm: $2 \cdot 10^{-4}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-4}$
G24	1 x EKW	HF-Säure	0 m (im Freien)	5 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G25	1 x TKW	HF-Säure	0 m (im Freien)	5 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G26	1 x EKW	HF flüssig	0 m (im Freien)	5 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G27.1 G27.2	2 x W061	NH ₃ flüssig	6 m	10 mm: $2 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-5}$
G28.1 G28.2	B051	NH ₃ flüssig	6 m	10 mm: $1 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $5 \cdot 10^{-6}$
G29.1 G29.2	2 x F071	NH ₃ gasförmig	6 m	10 mm: $2 \cdot 10^{-5}$ 25 mm: $1 \cdot 10^{-5}$

Tabelle 53: Pumpen und Verdichter innerhalb der Anlage

Nr.	Pumpe / Verdichter	Aufstellungshöhe	Leck- durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G30	3 x P39	14 m	5 mm	$5,4 \cdot 10^{-3}$
G31	6 x P41	20 m	5 mm	$1,1 \cdot 10^{-2}$
G32	2 x V62 (HF)	5 m	30 mm	$4 \cdot 10^{-3}$
G33	3 x P54	14 m	5 mm	$5,4 \cdot 10^{-3}$

Nr.	Pumpe / Verdichter	Aufstellungshöhe	Leck- durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G34	4 x P90	20 m	3 mm	$7,2 \cdot 10^{-3}$
G35	2 x P202	9 m	5 mm	$3,6 \cdot 10^{-3}$
G36	2 x P209	9 m	5 mm	$3,6 \cdot 10^{-3}$
G37	1 x P91	5 m	3 mm	$1,8 \cdot 10^{-3}$
G38	3 x V01 (NH ₃)	2 m	10 mm	$8,1 \cdot 10^{-2}$

Tabelle 54: Sicherheitsventile innerhalb der Ammoniak-Kälteanlage

Nr.	Druckbereich	Durchmesser	Häufigkeit [1/a]
G39	Hochdruck: 14 bar, Anzahl: 5	25 mm	$4,4 \cdot 10^{-2}$
G40	Hochdruck: 14 bar, Anzahl: 1	20 mm	$8,8 \cdot 10^{-3}$
G41	Mitteldruck: 1,4 bar, Anzahl 4	25 mm	$3,5 \cdot 10^{-2}$

Es ist festzustellen, dass aufgrund der großen Anzahl von Behältern, Pumpen und Verdichtern eine entsprechende Anzahl von Szenarien für das Grundrisiko zu betrachten ist. Die meisten Anlagen-teile sind im Betriebsgebäude aufgestellt, sodass es bei diesen Szenarien nicht direkt zu Auswirkungen in der Umgebung kommt.

3.2.6.2 Betriebsrisiko

Im Kapitel 3.2.5 sind die Szenarien der Gefährdungsanalyse aus dem Sicherheitsbericht und die zusätzlichen Szenarien zur Ammoniak-Kälteanlage und Destillationsanlage einschließlich der HF-Lagerung zusammengestellt worden. Die Mehrzahl der Szenarien betrachtet die Auswirkungen eines Bauteilversagens. Diese Szenarien wurden im vorherigen Kapitel im Grundrisiko zusammengefasst. In der folgenden Tabelle 55 sind die verbleibenden Szenarien des Betriebsrisikos dargestellt:

Tabelle 55: Szenarien des Betriebsrisikos

Nr.	Beschreibung des Szenarios	Häufigkeit [1/a]
B1.1 B1.2	Kesselwagenabfüllung: Unsachgemäßer Anschluss an den EKW, Flanschleckage HF Fluorwasserstoffsäure	$2,6 \cdot 10^{-1}$ $2,0 \cdot 10^{-1}$
B2	Kesselwagenabfüllung: Wegrollen des EKW bei der Verladung oder Kollision mit zweitem EKW (oder mit einem LKW)	$6,0 \cdot 10^{-8}$ ($4,1 \cdot 10^{-6}$)
B3.1 B3.2	Kesselwagenabfüllung: Nach der Befüllung kein Schließen der Handabsperrearmaturen am EKW HF Fluorwasserstoffsäure	$2,6 \cdot 10^{-1}$ $2,0 \cdot 10^{-1}$
B4	Kesselwagenabfüllung: Beschädigung der Umfüllstation durch LKW während der Befüllung der Lagertanks mit HF	$4,0 \cdot 10^{-7}$
B5	Lagerhalle B113: Mechanischer Versagen von Gebinden durch Herabfallen, Beschädigung durch Gabelstapler oder durch Beschädigung durch Gabelstapler bei Stromausfall	$8,5 \cdot 10^{-2}$
B6	Lagerhalle B113: Blitzeinschlag oder Brand	$1,8 \cdot 10^{-6}$
B7	23/40 % Fluorwasserstoffsäure-Lagerung/LKW-Entleerung und Gebindeabfüllung: Überfüllung Kleingebinde oder Absperrarmatur Kleingebindeabfüllung schließt nicht	$1,1 \cdot 10^{-2}$
B8	23/40 % Fluorwasserstoffsäure-Lagerung/LKW-Entleerung und Gebindeabfüllung: Zu frühes Öffnen der Entleerleitung	$2,0 \cdot 10^{-2}$
B9	23/40 % Fluorwasserstoffsäure-Lagerung/TKW-Entleerung und Gebindeabfüllung: Fehler beim Anschließen des Tankcontainers	$2,0 \cdot 10^{-2}$
B10	23/40 % Fluorwasserstoffsäure-Lagerung/TKW-Entleerung und Gebindeabfüllung: Wegrollen / Anfahren des Tankcontainers	$2,3 \cdot 10^{-6}$
B11	Ammoniak-Kälteanlage: Ansprechen SV HD-Sammler nach Ausfall Kondensation	$2,7 \cdot 10^{-6}$
B12	Ammoniak-Kälteanlage: Flüssigkeitsschläge in den Verdichtern	$2,0 \cdot 10^{-5}$
B13	Ammoniak-Kälteanlage: Versagen der Ölablassarmatur	$8,8 \cdot 10^{-3}$
B14	Drehrohrofen: Überdruck durch Versagen der Ventilatoren, Verstopfung oder Versagen der Druckregelung	$2,0 \cdot 10^{-3}$

Für das Szenario B6 eines Blitzeinschlags in die Lagerhalle wird für den Betriebsstandort mit einer Erdblitzdichte von $2,25 \cdot 10^{-6}$ [1/m²a] gerechnet.

Im Sicherheitsbericht wird im Szenario B2 der Abriss der Füllleitung infolge einer Kollision mit einem zweiten EKW diskutiert. Die Möglichkeit einer Kollision mit einem LKW, der z. B. durch ein falsches Rangiermanöver den EKW anfährt, wird nicht betrachtet. Wenn diese Möglichkeit im Fehlerbaum für das Szenario B2 mit berücksichtigt wird, erhöht sich die Eintrittshäufigkeit von $6,0 \cdot 10^{-8}$ [1/a] auf $3,0 \cdot 10^{-6}$ [1/a]. Diese relevante Erhöhung der Eintrittshäufigkeit ist darauf zurückzuführen, dass keine Störfall verhindernden Maßnahmen gegen eine Kollision mit einem LKW vorhanden sind. Für das Szenario ist eine Fehlerwahrscheinlichkeit des LKW-Fahrers von 0,001 und eine Wahrscheinlichkeit, dass der LKW Fahrer die vorgegebenen Verkehrswege verlässt, mit 0,1 angenommen worden.

Das Szenario B4 der Beschädigung der Kesselwagenabfüllung durch einen LKW ist schwer zu beschreiben und damit zu berechnen. Kommt es zu einem Anfahren der Kesselwagenabfüllung während eines Rangiervorgangs mit einer geringen Geschwindigkeit, so ist mit keiner großen Beschädigung der Anlage zu rechnen (Anfahrerschutz, massive Bauweise). Tritt dieses Ereignis gleichzeitig mit einem Befüllvorgang der Lagerbehälter mit HF auf, so könnte es zu einer Flanschleckage mit HF-Freisetzung kommen. Diese Variante wird in der Risikoanalyse berücksichtigt, wobei für das Versagen des Anfahrerschutzes eine Wahrscheinlichkeit von 0,1 angesetzt wird.

Verliert der Fahrer die Kontrolle über sein Fahrzeug und fährt mit hoher Geschwindigkeit in die Kesselwagenabfüllung, so kann es auch zur Beschädigung der Lagerbehälter kommen. Es sind zurzeit keine Grundlagen für eine Berechnung der Eintrittshäufigkeit für diese Variante vorhanden. Da dieses Szenario eher im Rahmen der Katastrophenschutzplanung zu betrachten ist, wird vorgeschlagen, für solche Szenarien eine konstante Eintrittshäufigkeit von $1,0 \cdot 10^{-8}$ [1/a] anzusetzen. Durch die Risikoanalyse können dann die Bereiche ermittelt werden, die in die Katastrophenschutzplanung mit einbezogen werden sollten.

3.2.6.3 Ereignisbäume

Bei den oben aufgeführten Szenarien werden Fluorwasserstoff, Ammoniak oder Fluorwasserstoffsäure freigesetzt. Somit sind nur toxische Gefahren zu berücksichtigen. In der Produktionsanlage für Fluorwasserstoff und -säure sind als Störfall begrenzende Maßnahmen Auffangwannen mit Überwachungseinrichtungen vorhanden. Ein Versagen der Auffangwannen wird nicht betrachtet, sodass für die meisten Szenarien keine Ereignisbäume aufgestellt werden müssen.

Die Anlage wird nur unter Anwesenheit des Bedienungspersonals betrieben. Durch Tätigkeiten in der Anlage oder durch regelmäßige Rundgänge wird der Anlagenzustand kontrolliert. Es wird davon ausgegangen, dass nach spätestens 30 Minuten eine Leckage erkannt worden ist und Ge-

genmaßnahmen eingeleitet werden. Im Rahmen der Ereignisbäume werden mögliche Fehler bei der Schadensbekämpfung nicht berücksichtigt.

Bei der Kesselwagenabfüllung werden die pneumatischen Absperrarmaturen durch das Not-Aus-System und die Weichen- und Positionsüberwachung angesteuert. Sie stellen damit Störfall begrenzende Maßnahmen in den Szenarien B1.1, B1.2 und B2 dar. In der Abbildung 13 ist der Ereignisbaum für die Szenarien G10.1, G10.2, B1.1 und B1.2 dargestellt. Es kommt immer zur Freisetzung von Fluorwasserstoff oder -säure mit unterschiedlichen Freisetzungsdauern. Hierbei ist berücksichtigt worden, dass die pneumatische Absperrarmatur eine Schließzeit von ca. 5 Sekunden aufweist.

Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff				
	Szenario	Not-Aus-System wird durch Personal nach 10 Sekunden ausgelöst	Not-Aus-System wird durch Personal nach 30 Sekunden ausgelöst	Auswirkung
	Kesselwagenabfüllung: Unsachgemäßer Anschluss an den EKW, Flanschleckage	0,1		Toxische Gasausbreitung
				Freisetzungsdauer: 15 s
		0,9	0,9	Freisetzungsdauer: 35 s
			0,1	Kontinuierliche Freisetzung

Abbildung 13: Ereignisbaum für die Szenarien G10 und B1

In Abb.14 ist der Ereignisbaum für das Szenario B2 dargestellt. Es ist hierbei vorausgesetzt worden, dass die Positionsüberwachung in SIL 1 vorliegt und jährlich geprüft wird. Die Wahrscheinlichkeit, dass die Absperrarmatur, der Sensor oder die Steuerung versagen, liegt dann bei ca. 2 %. Es kommt in allen Szenarien zur Freisetzung von Fluorwasserstoff oder -säure. Somit sind die Sicherheitseinrichtungen Störfall begrenzende Maßnahmen, deren Wirksamkeit sich auf die Freisetzungsdauer auswirkt.

Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff					
	Szenario	Positionsüberwachung schließt Armatur	Not-Aus-System wird durch Personal nach 10 Sekunden ausgelöst	Not-Aus-System wird durch Personal nach 30 Sekunden ausgelöst	Auswirkung
	Kesselwagenabfüllung: Wegrollen des EKW bei der Verladung oder Kollision mit zweitem EKW (Schlauchabriss)	0,98			Toxische Gasausbreitung
					Flüssigphase aus Lagertank für 5 s; Gasphase aus Schlauch und EKW
			0,9		Flüssigphase aus Lagertank für 15 s
		0,02	0,1	0,9	Flüssigphase aus Lagertank; Freisetzungsdauer: 35 s
				0,1	Flüssigphase aus Lagertank; Kontinuierliche Freisetzung

Abbildung 14: Ereignisbaum für Szenario B2

Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff				
	Szenario	Not-Aus-System wird durch Personal nach 30 Sekunden ausgelöst	Not-Aus-System wird durch Personal nach 60 Sekunden ausgelöst	Auswirkung
	Kesselwagenabfüllung: Beschädigung der Umfüllstation durch LKW/TKW während der Befüllung mit HF	0,1		Toxische Gasausbreitung
				Freisetzungsdauer: 35 s
		0,9	0,9	Freisetzungsdauer: 65 s
			0,1	Kontinuierliche Freisetzung

Abbildung 15: Ereignisbaum für Szenario B4

In der Abbildung 15 ist der Ereignisbaum für das Szenario B4 dargestellt. Es wird davon ausgegangen, dass das Betriebspersonal durch das Anfahren der Umfüllstation nicht in der Lage ist, das Not-Aus-System umgehend auszulösen. Daher wird eine zeitverzögerte Abschaltung unterstellt.

In Abb. 16 ist der Ereignisbaum für das Szenario B14 dargestellt. Es ist hierbei vorausgesetzt worden, dass die Drucküberwachung als bewährte Schutzeinrichtungen in SIL 2 vorliegt und jährlich geprüft wird. Durch die Alarmierung löst das Betriebspersonal das Not-Aus-System aus und die Stoffzuführung in den Drehrohrofen wird beendet. Nach ca. 10 Minuten sind dann die HF-Produktion und damit die Gasfreisetzung beendet.

Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff					
	Szenario	Alarmierung des Überdruckes	Bedienungspersonal löst Not-Aus-System aus	Bedienungspersonal löst Not-Aus-System nach 30 Minuten aus	Auswirkung
	Überdruck im Drehrohrofen durch Versagen der Ventilatoren, Verstopfung oder Versagen der Druckregelung zur Entlastungsklappe		0,9		Toxische Gasausbreitung
		0,998		0,9	Gasfreisetzung in den Betriebsraum für 10 Minuten
			0,1	0,1	Gasfreisetzung in den Betriebsraum für 40 Minuten
		0,002			Kontinuierliche Gasfreisetzung

Abbildung 16: Ereignisbaum für Szenario B14

Im Maschinenraum der Ammoniak-Kälteanlage ist eine Gaswarneinrichtung installiert, die neben der Alarmierung auch die mechanische Entlüftung bei einer Ammoniak-Konzentration von 1.000 ppm abschaltet. Dies wirkt sich auch auf die Szenarien mit einer Ammoniakfreisetzung im Maschinenraum (G7, G8, G27, G28, G29, B12, B13) aus, wie aus dem Ereignisbaum in Abb. 17 zu entnehmen ist. Für die Gaswarneinrichtung und die Steuerung des Lüfters werden Versagenshäufigkeiten für eine SIL 1 Klassifizierung angesetzt, da erst seit kurzem SIL 2-klassifizierte Gaswarneinrichtungen auf dem Markt sind.

Ammoniak-Kälteanlage			
	Szenario	Gaswarneinrichtung schaltet Lüftung ab	Auswirkung
	Freisetzung von Ammoniak im Maschinenraum	0,955	Toxische Gasausbreitung
		0,045	Kontinuierlicher Gasaustritt mit Lüfterleistung

Abbildung 17: Ereignisbaum für die Freisetzung von Ammoniak im Maschinenraum

3.2.7 Auswirkungsbetrachtungen

Der größte Teil der HF-Anlage ist in einem Betriebsgebäude aufgestellt, das mit einer mechanischen Entlüftung mit örtlicher Absaugung ausgerüstet ist, die in die HF-Absorptionsanlage einspeist. Bei einer Freisetzung von reinem HF oder Fluorwasserstoffsäure wird sich HF im Raum ausbreiten und das dortige Bedienungspersonal gefährden. Die Wirkung der mechanischen Entlüftung kann nur schwer abgeschätzt werden und wird daher konservativ vernachlässigt. Die Türen zum Treppenhaus sind gasdicht ausgeführt, sodass eine weitere Ausbreitung im Gebäude nicht zu betrachten ist. Die Gaskonzentration im Raum steigt mit zunehmender Freisetzungsdauer an und erreicht einen Maximalwert, der von der natürlichen Lüftung und dem Raumvolumen abhängig ist. Der gesamte freigesetzte Massenstrom wird dann ins Freie abgegeben. Bis dieser stationäre Zustand erreicht ist, ist aber ausreichend Zeit vorhanden, um Störfall begrenzende Maßnahmen einzuleiten. Daher ist die Annahme, dass der gesamte in das Gebäude freigesetzte Massenstrom ins Freie gelangt, eine sehr konservative Annahme.

Der Austritt von HF aus dem Gebäude ins Freie wird diffus über Fenster, Türen und Tore erfolgen. Als Quellgeometrie wird die Fensterfläche von ca. 34 m x 2 m angesetzt. Bei allen Szenarien, in denen Fluorwasserstoffsäure freigesetzt wird, wird konservativ von einer 70%igen Säure ausgegangen. Findet die Freisetzung im Gebäude statt, so wird bei der Lachenverdunstung von einer Strömungsgeschwindigkeit der Luft von 1 m/s ausgegangen. Als Lachenflächen werden die im Sicherheitsbericht angegebenen Abmessungen der Auffangwannen angesetzt. Bei doppelwandigen Behältern mit Ringraum wird eine freie Oberfläche von 1 m² angenommen.

Die Auffangwanne der Kesselwagenabfüllung hat eine Tiefe von 1 m und ist mit Schotter ausgefüllt. Wenn Fluorwasserstoffsäure bei der Befüllung des EKW freigesetzt wird, ergibt sich durch die Benetzung des Schotters zunächst eine große Verdunstungsfläche. Nach dem Ende der Freisetzung ist aber der größte Teil der Flüssigkeit vom Schotter bedeckt, sodass die freie Verdunstungsfläche sehr gering ist. Informationen über den Einfluss des Schotters auf den Verdunstungsmassenstrom sind zurzeit nicht bekannt. Es wird daher von einer 50%igen Reduzierung des Verdunstungsmassenstroms ausgegangen. Bei einer HF-Freisetzung ist die Situation umgekehrt. Wenn der Schotter eine Temperatur von 20 °C oder mehr hat, wird das HF aufgrund der großen Oberfläche direkt verdampft. Konservativ muss daher von einer vollständigen Verdampfung des freigesetzten Massenstroms ausgegangen werden.

Diese Betrachtungen wurden im Sicherheitsbericht nicht durchgeführt.

Beim Drehrohrofen sind im Sicherheitsbericht zwei Szenarien untersucht worden:

- Freisetzung von gasförmigen HF in das Gebäude durch Überdruck
- Freisetzung von gasförmigen HF in den Mantelraum

Beim Grundrisiko werden die Auswirkungen von Leckagen nach innen und außen betrachtet, wobei aber die normalen Betriebsbedingungen mit einem maximalen Überdruck im Drehrohrofen von 2 mbar vorausgesetzt werden. Es wird wie im Sicherheitsbericht konservativ vorausgesetzt, dass die Druckverhältnisse im Brennraum so sind, dass HF in den Brennraum gelangen kann und über den Schornstein freigesetzt wird. Im Betriebsrisiko wird das Szenario betrachtet, dass sich im Drehrohrofen ein Überdruck bildet und das erzeugte HF (0,211 kg/s) in den Raum strömt. Die Freisetzungsdauer ist, wie im Ereignisbaum dargestellt, von der Reaktion des Betriebspersonals abhängig.

Bei einer Flanschleckage infolge eines unsachgemäßen Anschlusses an den EKW wird von einer Leckgröße entsprechend dem BRÖTZ'SCHEN Ansatz ausgegangen. Die Massenströme in den EKW bzw. ins Freie teilen sich dann entsprechend der Strömungsflächen auf (siehe auch Sicherheitsbericht). Die im Sicherheitsbericht angesetzte Freisetzungsdauer von 60 Sekunden erscheint etwas

zu konservativ, da das Betriebspersonal die Befüllung direkt vor Ort startet und Unregelmäßigkeiten schnell erkannt werden müssten.

Dagegen wird im Sicherheitsbericht beim Szenario des Füllschlauchabrisses eine Freisetzungsdauer von 1 Sekunde unterstellt, was bei einer Schließzeit der pneumatischen Armatur von ca. 5 Sekunden unrealistisch ist.

Bei den Szenarien B5 und B6 des Betriebsrisikos wird von der Beschädigung jeweils eines IBC ausgegangen. Dies erscheint auch für den Brandfall als ausreichend konservativ, da in diesem Fall zwar evtl. mehrere Gebinde beschädigt werden, aber durch die Brandgase das HF mitgerissen wird und durch die Überhöhung keine schädlichen Auswirkungen in der Umgebung zu erwarten sind.

Für die Ausbreitungsrechnung der toxischen Gase wird die VDI-Richtlinie 3783 verwendet. Fluorwasserstoff ist als reines Gas leichter als Luft. Bei einer Freisetzung aus der Gasphase bildet sich durch die Bindung von Luftfeuchtigkeit Nebel, der durch die gleichzeitige Abkühlung schwerer als Luft ist. Daher wird bei der Freisetzung von flüssigem HF von einer Schwergasausbreitung im Nahbereich ausgegangen. Bei einer gasförmigen Freisetzung oder auch bei einer Freisetzung von Fluorwasserstoffsäure wird von einer Leichtgasausbreitung, wie auch im Sicherheitsbericht, ausgegangen.

Es ist festzustellen, dass im Sicherheitsbericht keine Szenarien zur Freisetzung von reinem HF, z. B. bei der EKW-Befüllung, berechnet worden sind, obwohl diese in der Gefährdungsanalyse aufgeführt worden sind.

Ammoniak zeigt ein ähnliches Verhalten wie HF. Es ist gasförmig leichter als Luft. Tritt es aber flüssig unter Druck aus, so kommt es zur Flash-Verdampfung, Tröpfchenbildung, Bindung der Luftfeuchtigkeit und Bildung einer Schwergaswolke. Da aber alle Szenarien mit Austritt von Flüssigphase im Maschinenraum stattfinden, wird davon ausgegangen, dass über die Lüftung nur ein dichteneutrales Gas über die mechanische Entlüftung (ca. 16.500 m³/h) bzw. durch natürliche Lüftung (ca. 880 m³/h) freigesetzt wird.

Für die Schwergasausbreitung wird in nördlicher und westlicher Richtung von einer lockeren Bebauung ausgegangen. In östlicher Richtung ist die Ausbreitung durch die Böschung behindert, während in südlicher Richtung eine Ausbreitung ohne Hindernisse angenommen werden kann. Bei der Berechnung der Szenarien G11.3 und G11.4 einer Gasfreisetzung über den Schornstein ist zu berücksichtigen, dass sich in östlicher Richtung die Gebäude auf einem Höhengniveau von ca. 18 m befinden, während in den anderen Richtungen die Gebäude und Personen auf dem Niveau des Betriebsgeländes stehen. Daher müssen getrennte Gasausbreitungsberechnungen mit unterschiedlichen Aufschlughöhen durchgeführt werden.

Für den Betriebsbereich liegen keine Informationen über die Windverteilung vor. Im Sicherheitsbericht wird von einer mittleren Windgeschwindigkeit von 3 m/s ausgegangen. Für die Berechnungen des Risikos wird von der Windverteilung des vorher betrachteten Betriebsbereiches ausgegangen.

3.2.8 Ermittlung des Risikos

In der Abbildung 18 sind die Isolinien für das Gesamtrisiko der Ammoniak-Kälteanlage dargestellt. Das Betriebsgebäude der HF-Anlage, der Kälteanlage sowie die Lagerhalle und die EKW-Station sind dunkel hervorgehoben. Die Grenzen des Betriebsbereiches sind als gestrichelte Linien dargestellt. Von Süden nach Norden verläuft das Stichgleis der Bahnanbindung. Wohngebäude in der Umgebung des Betriebsbereiches sind blau eingezeichnet. Die öffentliche Straße ist rot gestrichelt eingezeichnet und verläuft westlich des Betriebsbereiches.

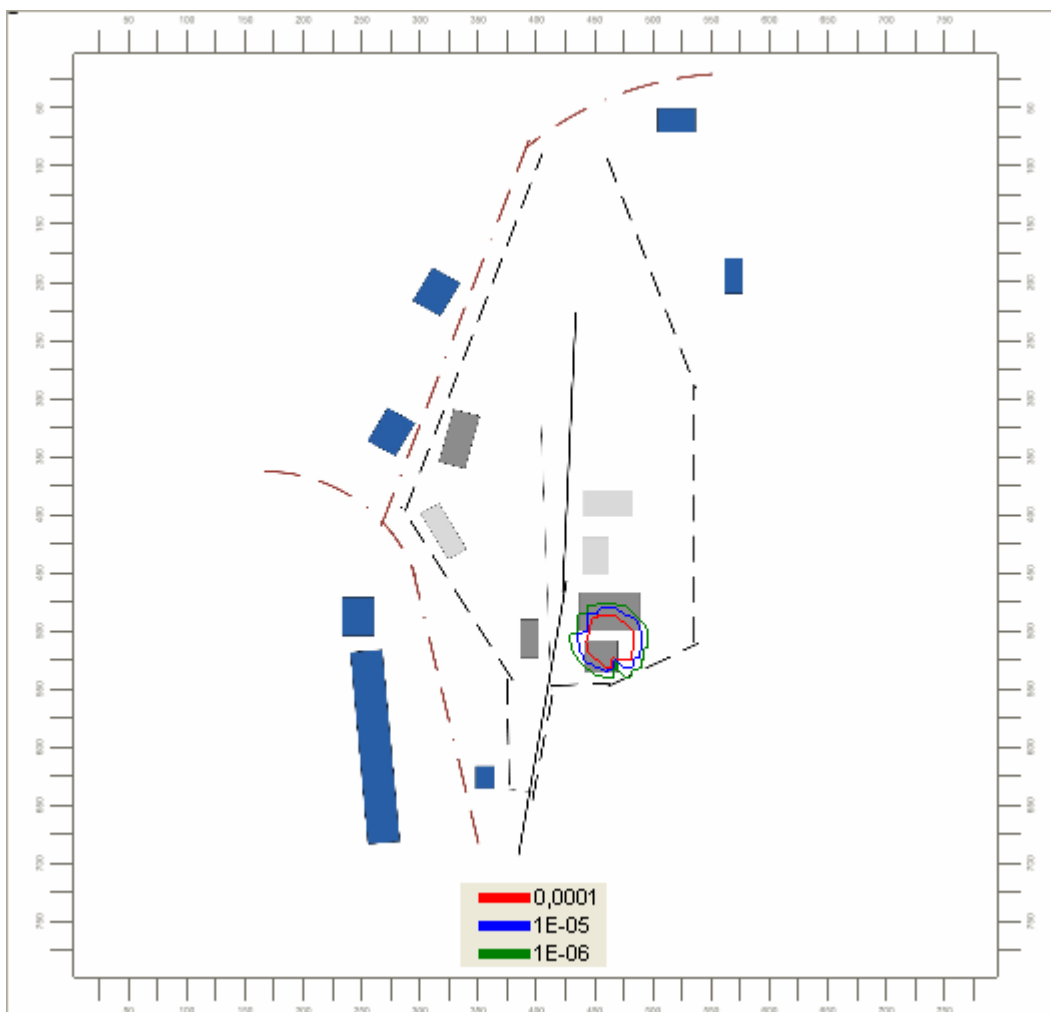


Abbildung 18: Gesamtrisiko der Ammoniak-Kälteanlage [1/a]

Die Isolinien für das Gesamtrisiko der Ammoniak-Kälteanlage konzentrieren sich um die Sammelabblaseleitung der Sicherheitsventile und der Austrittsöffnung der mechanischen Entlüftung. Das Risiko resultiert im Wesentlichen aus dem Risiko eines ungewollten Ansprechens der vielen Sicherheitsventile während des Betriebs (Grundrisiko). Wenn in der Kälteanlage das üblicherweise in Ammoniak-Kälteanlagen angewendete Prinzip des Einsatzes von betriebsmäßig nicht betätigbaren Kappenventilen umgesetzt worden ist, kann auf die Mehrzahl der Sicherheitsventile verzichtet werden. Hiermit kann dann das Risiko der Anlage mit einfachen Mitteln reduziert werden.

Die Betriebsrisiken sind im Vergleich zum Grundrisiko gering, wenn auch im Szenario B13 der größte Massenstrom bei einer Beschädigung der Verdichter durch Flüssigkeitsschläge freigesetzt wird. Dies ist auf die einfache Konzeption der Kälteanlage zurückzuführen. Einschränkend ist aber noch darauf hinzuweisen, dass die zurzeit betriebene Anlage nicht mit dem RI-Fließbild übereinstimmt und keine systematische Gefährdungsanalyse durchgeführt worden ist. Daher können weitere betriebliche Szenarien evtl. hinzukommen.

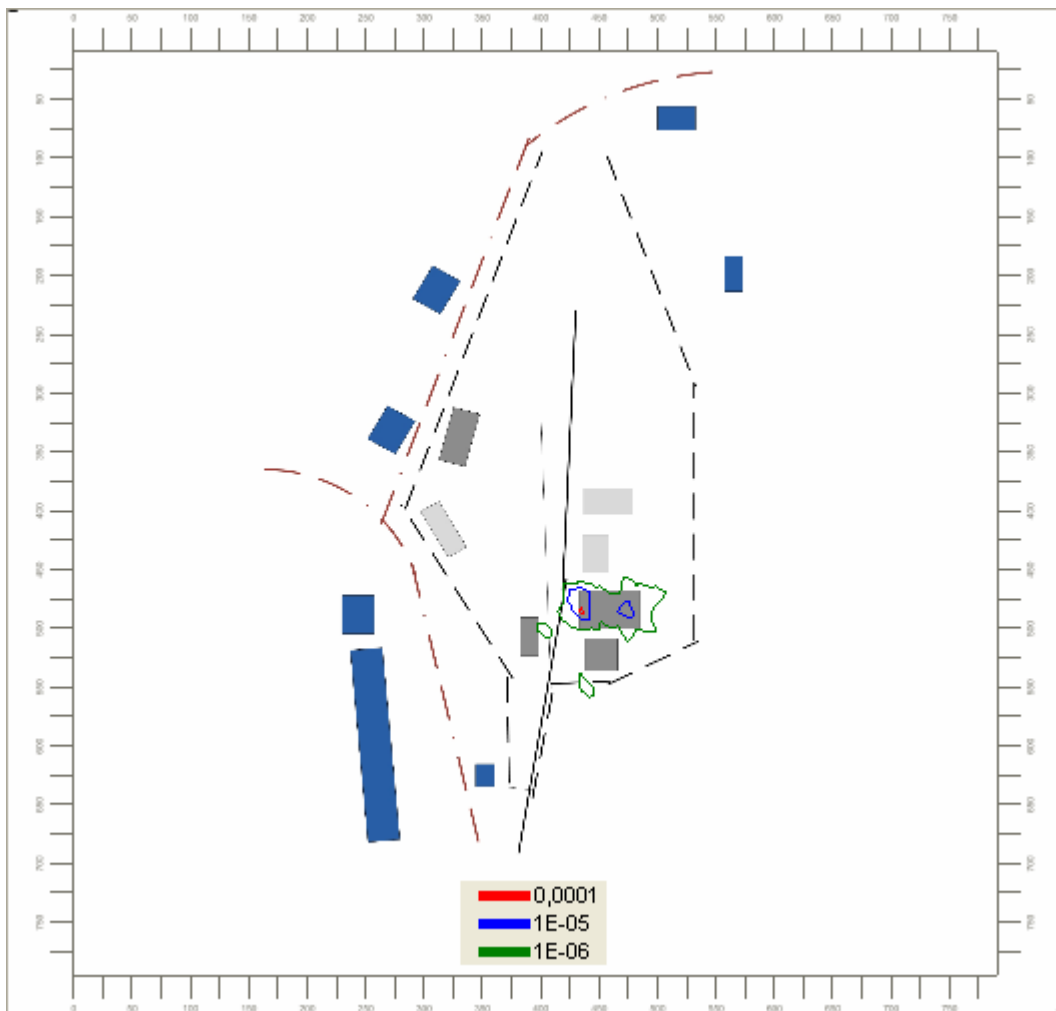


Abbildung 19: Grundrisiko der HF-Anlage [1/a]

In der Abbildung 19 sind die Isolinien für das Grundrisiko der HF-Anlage dargestellt. Das Grundrisiko konzentriert sich um den Austrittsbereich des HF ins Freie über die Fensterfläche und den Bereich der im Freien aufgestellten Behälter. Trotz der großen Anzahl von Szenarien des Grundrisikos sind die Auswirkungen und damit das Risiko gering. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die meisten Behälter in Auffangwannen aufgestellt sind und somit die freie Oberfläche für die Lachenverdunstung gering ist. Gleichzeitig ist die Strömungsgeschwindigkeit innerhalb des Gebäudes gering, sodass in der Summe nur geringe Massenströme freigesetzt werden.

In der Abbildung 20 sind die Isolinien für das Betriebsrisiko der HF-Anlage dargestellt. Erwartungsgemäß konzentriert sich das Risiko um die Kesselwagenabfüllung und die Lagerhalle. Die Isolinien um die Kesselwagenabfüllung sind nach Süden mehr ausgedehnt als nach Norden. Dies ist im Wesentlichen auf die Schwergasausbreitung mit unterschiedlichen Ausbreitungsgebieten zurückzuführen. In südliche Richtung wird eine ungestörte Ausbreitung unterstellt, die dann zu den größten Wirkungsradien führt. Die Isolinien für das Betriebsrisiko im Bereich der Lagerhalle sind kreisförmig, da hier von einer Lachenverdunstung von Fluorwasserstoffsäure mit anschließender Leichtgasausbreitung ausgegangen wird.

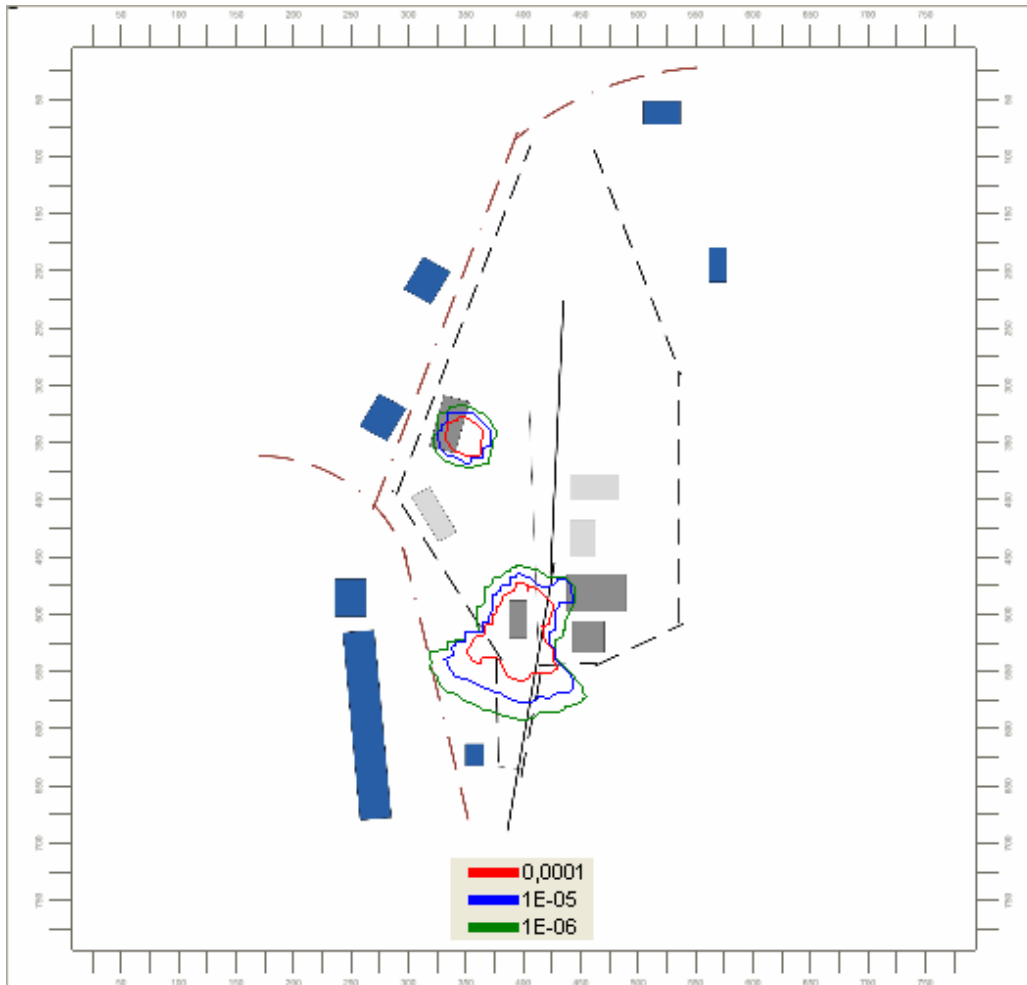


Abbildung 20: Betriebsrisiko der HF-Anlage [1/a]

In der Abbildung 21 sind alle Risiken des Betriebsbereiches zusammengefasst worden. Es ist festzustellen, dass in südwestlicher Richtung die Isolinien für Risiken $\geq 10^{-6}$ das Betriebsgelände überschreiten und bis in die Nähe der Straße reichen. Das in der Nähe befindliche Wohngebäude wird bei Verwendung der Probit-Function als Bewertungsmaßstab nicht erreicht. Bei der Bewertung der vorliegenden Berechnung ist aber zu berücksichtigen, dass keine Windverteilung für den Betriebsbereich vorliegt, sondern beispielhaft die Windverteilung des anderen sächsischen Betriebsbereichs verwendet worden ist.

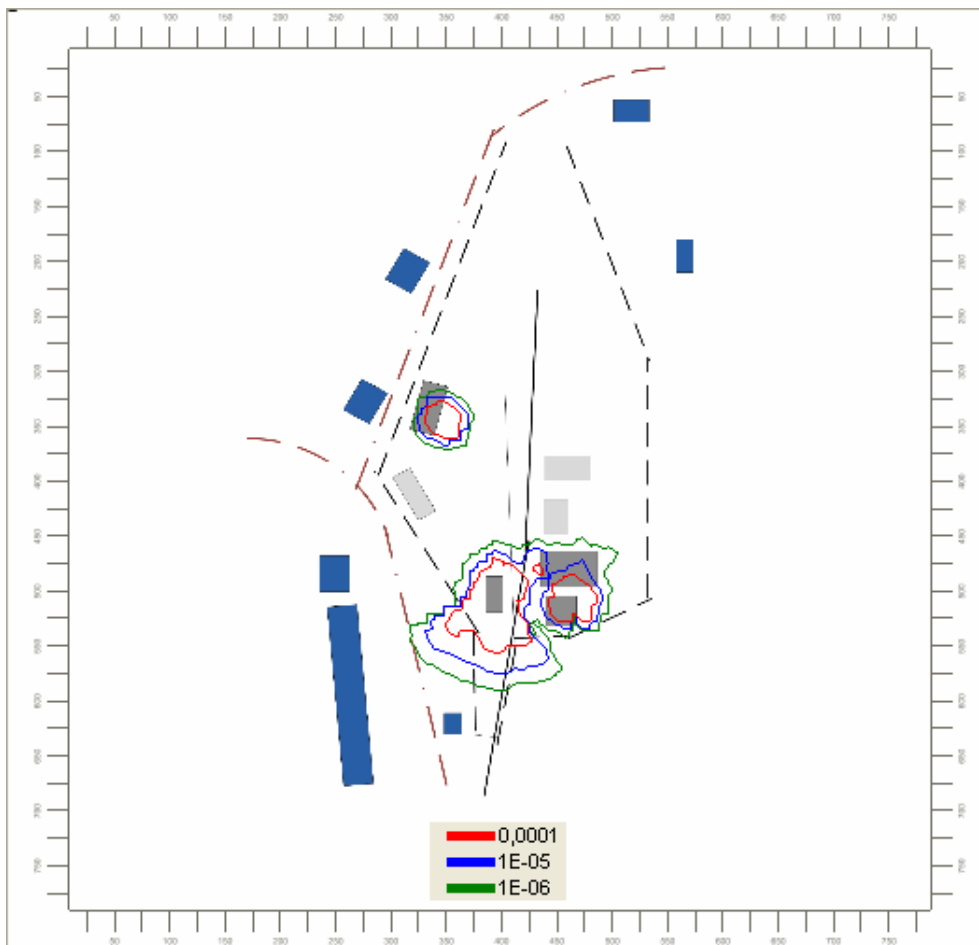


Abbildung 21: Gesamtrisiko der HF-Anlage [1/a]

3.2.8.1 Einfluss des Bewertungsmaßstabes

Der Einfluss des Bewertungsmaßstabes auf die Risikoanalyse ist der Abbildung 22 zu entnehmen. Hier sind die Isolinien des Gesamtrisikos des Betriebsbereiches dargestellt, wobei als Bewertungsmaßstab die AEGL-3-Werte für Ammoniak und HF herangezogen worden sind. Es ist festzustellen, dass die Abmessungen der Bereiche mit einem Risiko $\geq 10^{-6}$ etwas größer sind als beim Einsatz der Probit-Function. Außerdem sind die Abstufungen zwischen den Risikokonturen geringer, da beim Einsatz eines Grenzwertes eine Ja/Nein-Entscheidung getroffen wird, während bei der Probit-Function mit zunehmender Entfernung eine kontinuierliche Abnahme der Schädigung von Personen betrachtet wird.

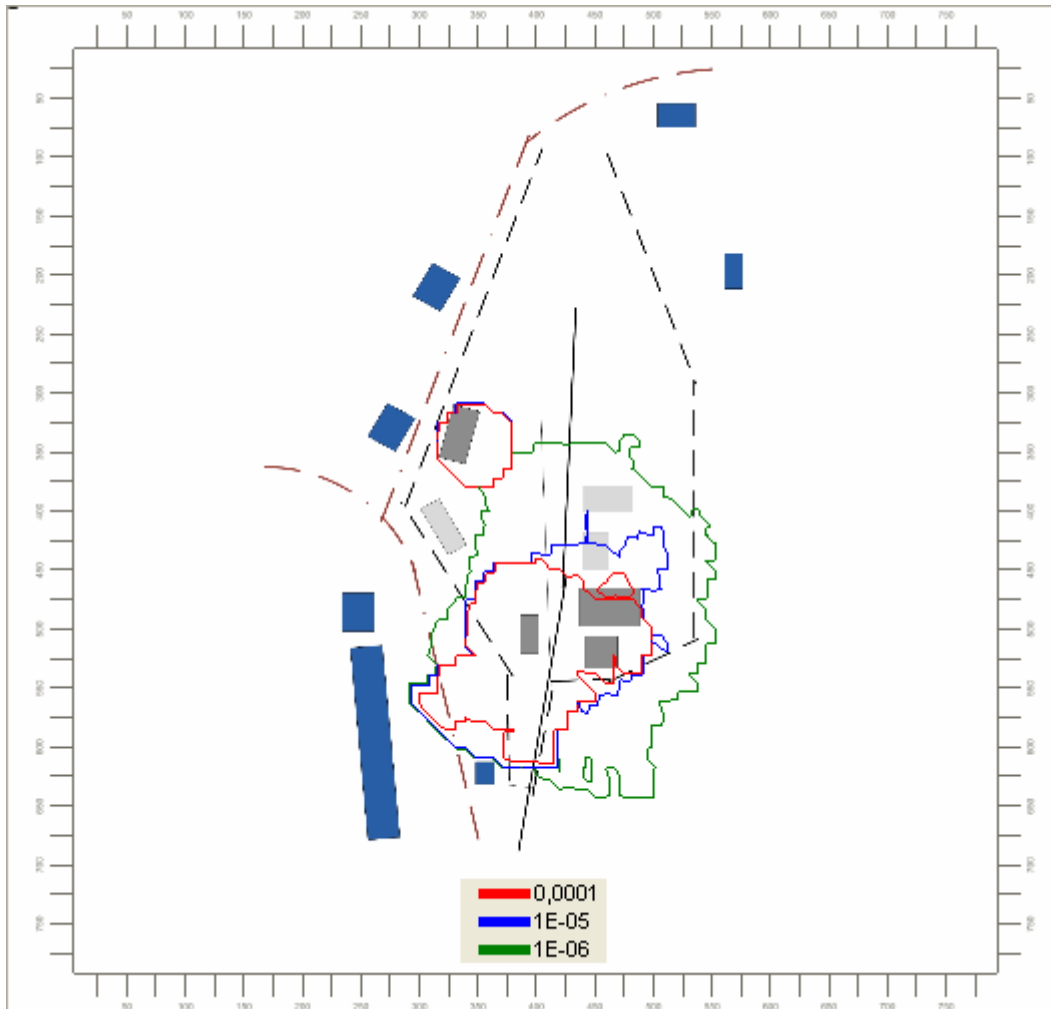


Abbildung 22: Gesamttrisiko der HF-Anlage [1/a] bezogen auf AEGL-3-Werte

3.2.8.2 Einfluss von Störfall begrenzenden Maßnahmen

Im Abschnitt 9.2.6.2 der Vollzugshilfe zur Störfall-Verordnung /18/ wird ausgeführt, dass die Störfallablaufszenarien dem Nachweis dienen, dass die Betreiberpflichten des § 3 der Störfall-Verordnung erfüllt sind. Hierbei sind auch Störfallablaufszenarien zur Ermittlung der Wirksamkeit von Störfall begrenzenden Maßnahmen zu untersuchen. Dabei sind vernünftigerweise auszuschließende Gefahrenquellen zu berücksichtigen. Im vorliegenden Sicherheitsbericht wird die Wirksamkeit der Störfall begrenzenden Maßnahmen, wie in fast allen Sicherheitsberichten in Deutschland, nicht bewertet. Die Störfall begrenzenden Maßnahmen werden zusammen mit den Störfall verhindernden Maßnahmen in der systematischen Gefahrenanalyse den Gefährdungen gegenüber gestellt. Inwieweit die Störfall begrenzenden Maßnahmen unter Berücksichtigung der Reaktionszeiten der Sicherheitseinrichtungen überhaupt sinnvoll sind, wird nicht untersucht.

In einer Risikoanalyse wird automatisch durch die erforderliche Aufstellung der Ereignisbäume dargestellt, wie sich die Störfall begrenzenden Maßnahmen auf die Szenarien auswirken. Durch die Quantifizierung ist darüber hinaus auch eine Bewertung der Wirksamkeit möglich. Um dies zu verdeutlichen, ist eine Berechnung durchgeführt worden, in der davon ausgegangen wird, dass die Kesselwagenabfüllung mit einer stationären Berieselungseinrichtung ausgerüstet wird. Durch die gute Löslichkeit von HF in Wasser kann von einer guten Wirksamkeit ausgegangen werden. Für die Berechnung wird vorausgesetzt, dass nach einer Minute die Freisetzung erkannt wird und die Berieselungseinrichtung mit voller Leistung arbeitet. Die Auswirkungen aller Szenarien mit einer Freisetzungsdauer von über einer Minute werden dann reduziert. Für die Beispielrechnung wird sogar davon ausgegangen, dass die Freisetzung dann beendet ist. Aus Abbildung 23 ist zu entnehmen, dass diese Maßnahme eine deutliche Auswirkung auf die Risikokonturen des Gesamtrisikos hat.

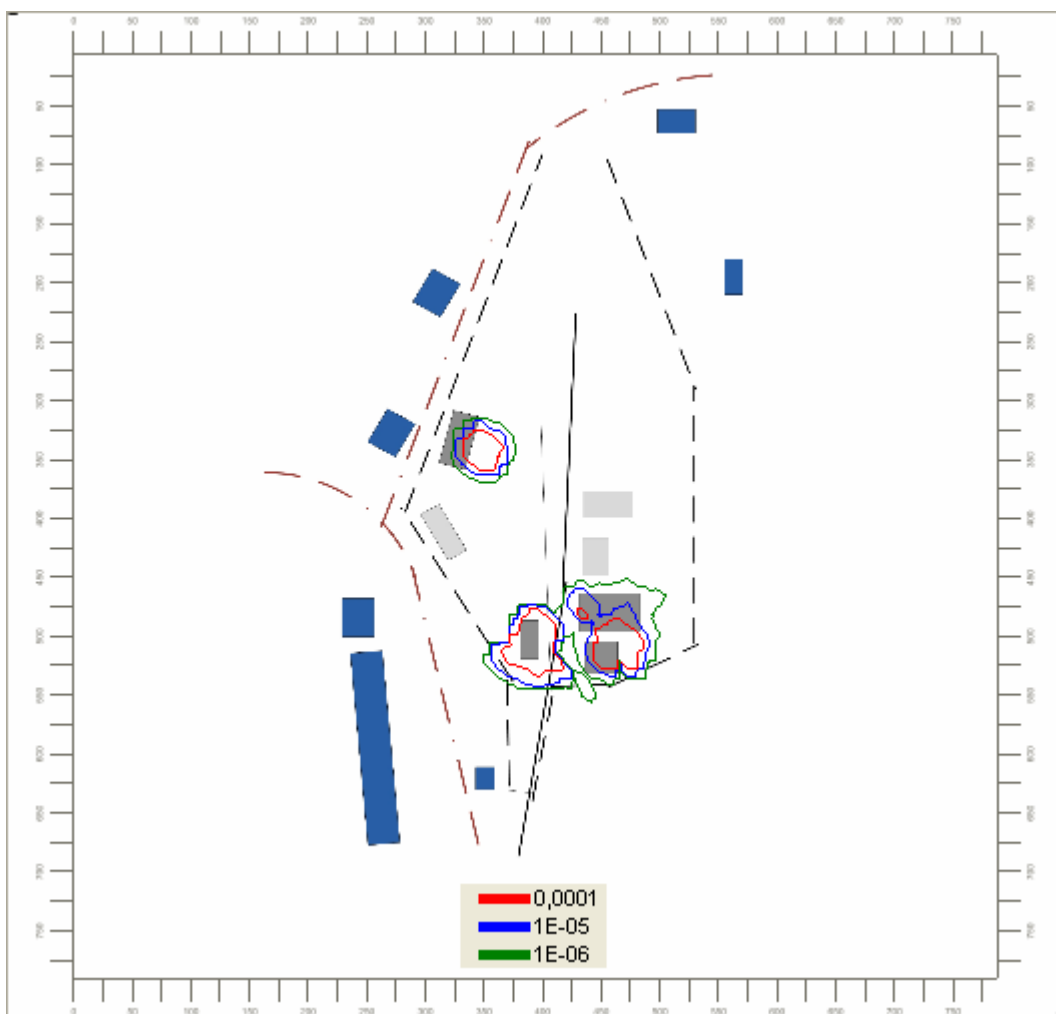


Abbildung 23: Beispielrechnung für das Gesamtrisiko der Anlage [1/a] unter Berücksichtigung einer stationären Berieselungseinrichtung an der Kesselwagenabfüllung

4 Vergleich der Risikoanalysen mit den vorliegenden Sicherheitsberichten

4.1 Anlage zur Herstellung von Kunstharzen

Der vorliegende Sicherheitsbericht besteht aus zwei sich ergänzenden Teilberichten für die beiden Fahrweisen der Anlage. Für einige Anlagenteile liegen systematische Gefährdungsanalysen vor, die aber als Grundlage für die Risikoanalyse ungeeignet sind, da als mögliche Auswirkungen insgesamt nur vier Szenarien ermittelt worden sind. Es wurde daher eine eigene systematische Gefährdungsanalyse für die Anlage durchgeführt. Nahezu alle hierfür erforderlichen Informationen konnten dem Sicherheitsbericht entnommen werden. Es wurde wie auch im Sicherheitsbericht festgestellt, dass ausreichend Störfall verhindernde Maßnahmen vorhanden sind, um die Anlage sicher zu betreiben.

Diese Aussage basiert im Wesentlichen auf den vorhandenen redundanten Druckentlastungseinrichtungen. Diese sind ausreichend, um die Gefährdung infolge erhöhten Betriebsdruckes abzudecken. Bei der Aufstellung der Fehlerbäume wurde dann festgestellt, dass mehr Informationen über die Wirkungsweise der PLT-Einrichtungen erforderlich sind, als dies für die Gefährdungsanalyse der Fall ist. Der Ersteller einer Risikoanalyse ist damit gezwungen, mehr und genauere Informationen über die Verfahrensweise der Anlage im Sicherheitsbericht zu dokumentieren.

Weiterhin wurde festgestellt, dass mit der Aufstellung der Fehlerbäume die Gefährdungsanalyse dahingehend hinterfragt worden ist, in welchem Zusammenhang die aufgeführten Maßnahmen zueinander stehen und welche Wirksamkeit die Maßnahmen entfalten. Eine Drucküberwachung kann z. B. eine Störfall verhindernde Maßnahme darstellen, deren Wirksamkeit aber davon abhängig ist, ob direkt auf das Verfahren Einfluss genommen wird oder erst das Betriebspersonal tätig werden muss. Diese Bewertung erfolgt direkt bei der Erstellung der Risikoanalyse. Es ist aber auch festzuhalten, dass die Erstellung der Fehlerbäume Erfahrung erfordert. Die Verknüpfung der Ereignisse und Maßnahmen in einem Szenario erfordert manchmal ein hohes Abstraktionsvermögen.

Im Sicherheitsbericht ist die Problematik der Auswirkungen bei einer Druckentlastung in den Blow-Down-Behälter nicht weiter analysiert worden. Zum Thema Auswirkungsbetrachtungen wird auf eine andere Teilsicherheitsanalyse verwiesen, in der ein Brand im Tanklager als abdeckendes Ereignis untersucht worden ist. Natürlich sollte nach Abschnitt 3.4 TRB 600 „Aufstellung von Druckbehältern“ geprüft werden, ob aus Sicherheitseinrichtungen austretende Gase gefahrlos abgeleitet worden sind. Dies wird aber im Allgemeinen nicht innerhalb des Sicherheitsberichtes geprüft und dokumentiert. Bei der Erstellung einer Risikoanalyse ist die Durchführung von Auswirkungsbetrachtungen für fast alle Szenarien erforderlich, sodass der Ersteller der Analyse gezwungen wird, alle Szenarien bis zum Ende zu durchdenken. Die Auswirkungen der Verfahrensänderung in der Anlage werden durch die Risikobetrachtung augenfällig und können dann durch den Betreiber bewertet werden.

4.2 Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff

Im vorliegenden, ausführlichen Sicherheitsbericht sind für fast alle sicherheitsrelevanten Teilanlagen systematische Gefährdungsanalysen vorhanden. Für die Ammoniak-Kälteanlage und die Destillationsanlage einschließlich HF-Lagerung wurden nur beschreibende Analysen durchgeführt. Dies ist für die Erstellung einer Risikoanalyse nicht ausreichend, da als Grundlage immer eine Szenarienbetrachtung der einzelnen Gefährdungen vorhanden sein muss. Somit ist festzuhalten, dass für eine Risikoanalyse erhöhte Anforderungen an die Vollständigkeit des Sicherheitsberichtes gestellt werden müssen.

In der HF-Anlage befinden sich viele Behälter, woraus sich eine entsprechende Anzahl von Szenarien für das Grundrisiko ableiten. Das berechnete Grundrisiko ist aber relativ klein. Dies ist auf das Sicherheitskonzept der Anlage zurückzuführen, dass die Mehrzahl der Behälter im Gebäude, in Auffangräumen und teilweise noch mit lokalen Absaugungen aufgestellt ist. Hierdurch werden die HF-Freisetzungen ins Freie minimiert. Für die Risikoanalyse ist auch festzustellen, dass die Auswirkungsbetrachtungen eine größere Rolle spielen als bei einem üblichen Sicherheitsbericht.

In vielen Sicherheitsberichten werden einige wenige (abdeckende) Störfallauswirkungsbetrachtungen durchgeführt und die Szenarien meistens in die drei Kategorien der Vollzugshilfe zur Störfall-Verordnung

- Störfallablaufszenarien zur Ermittlung der Wirksamkeit von Maßnahmen nach § 4 der Störfall-Verordnung. Dabei sind vernünftigerweise nicht auszuschließende Gefahrenquellen zu berücksichtigen.
- Störfallablaufszenarien zur Ermittlung der Wirksamkeit von Maßnahmen nach § 5 Abs. 1 der Störfall-Verordnung. Dabei sind vernünftigerweise auszuschließende Gefahrenquellen (Dennoch-Störfälle) zu berücksichtigen.
- Störfallablaufszenarien zur Ermittlung der erforderlichen Informationen nach § 9 Abs. 1 Nr. 4 der Störfall-Verordnung für die Erstellung externer Alarm- und Gefahrenabwehrpläne. Bei der Beschreibung der Störfallauswirkungen können die Vorkehrungen berücksichtigt sein, die im Betriebsbereich bzw. in der Anlage zur Begrenzung von Störfallauswirkungen getroffen sind.

eingeorordnet. In der Risikoanalyse sind deutlich mehr und teilweise auch komplexere Szenarien zu berechnen.

Im vorliegenden Sicherheitsbericht sind die einzelnen Szenarien, die zu einer Stofffreisetzung führen würden, beschrieben und bewertet worden. Die Bewertung erfolgt mit einem Verfahren in Anlehnung an die zurückgezogene DIN 19250 mit der Zielsetzung festzustellen, ob ausreichend Maßnahmen getroffen worden sind. Eine Zuordnung zu den drei Kategorien der Vollzugshilfe zur Störfall-Verordnung ist nicht erfolgt, sodass z. B. keine Aussage vorliegt, ob der Abriss des Füll-

schlauchs der Kesselwagenabfüllung für die Flächennutzungsplanung oder eher für die Katastrophenschutzplanung heranzuziehen ist.

Nach den Berechnungen im Sicherheitsbericht kann für einige Szenarien die Gefährdung von Personen außerhalb des Betriebsgeländes, vor allem bei ungünstigen Ausbreitungssituationen, nicht ausgeschlossen werden. Diese Szenarien wurden als unwahrscheinlich eingestuft. Durch die quantitative Risikoanalyse werden für die Szenarien Eintrittshäufigkeiten berechnet und können somit besser bewertet und auch hinsichtlich der Relevanz für verschiedene Fragestellungen, wie z. B. Genehmigung, Flächennutzungsplanung oder Katastrophenschutzplanung, eingeordnet werden. Die Ausbreitungssituation ist für die Störfallauswirkungsbetrachtung bei toxischen Gasen ein maßgeblicher Parameter. Die Wahl der Inversionshöhe in der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 beeinflusst die berechnete Konzentrationsverteilung sehr stark. Belastbare Angaben über die Inversionshöhe am Betriebsstandort und auch die Häufigkeit, bei der eine solche Wetterlage vorliegt, sind meistens nicht vorhanden. In der vorgestellten Methode der Risikoanalyse wird daher nur eine mittlere Ausbreitungssituation betrachtet. Es ist aber noch zu prüfen, ob Inversionswetterlagen an einigen Standorten in Deutschland so häufig auftreten, dass sie eine relevante Auswirkung auf die Ergebnisse der Risikoanalyse haben.

Bei den im Sicherheitsbericht durchgeführten Störfallauswirkungsbetrachtungen sind teilweise falsche Annahmen zum Ablauf des Szenarios, insbesondere über die Freisetzungsdauer, getroffen worden. Durch die Erstellung der Ereignisbäume werden die Szenarien hinsichtlich des möglichen zeitlichen Ablaufs unter Berücksichtigung der Störfall begrenzenden Maßnahmen genauer analysiert und die getroffenen Annahmen transparenter dokumentiert.

Nach der durchgeführten Analyse ergeben sich die größten Risiken im Bereich der Ammoniak-Kälteanlage und der Kesselwagenabfüllung. Die relativ hohen Risiken im Bereich der Ammoniak-Kälteanlage sind etwas überraschend, da die gesamte Anlage in einem Maschinenhaus aufgestellt ist und die Verbraucher über Sole versorgt werden. Aus der vorliegenden Dokumentation ist aber zu entnehmen, dass noch nicht alle Empfehlungen bzw. Anforderungen aus der TRAS 110 in Verbindung mit dem AD 2000 Merkblatt HP 801 Nr. 14 umgesetzt worden sind. Bei der Kesselwagenabfüllung konnte durch die Risikoanalyse gezeigt werden, dass weitere Szenarien einen relevanten Anteil am Risiko der Anlage beitragen. Weitere Störfall begrenzende Maßnahmen können zu einer deutlichen und vor allem bewertbaren Reduzierung des Gesamtrisikos beitragen.

5 Zusammenfassung

Für zwei ausgewählte sächsische Betriebe wurden quantitative Risikoanalysen auf der Grundlage der vorliegenden Sicherheitsberichte mit einem von der BAM entwickelten Verfahren erstellt. Nach der Darstellung von bekannten Verfahren zur Durchführung von Risikoanalysen wurde die daraus abgeleitete Methodik unter Berücksichtigung der Randbedingungen in Deutschland erläutert.

Nach der Beschreibung der Modelle für die Auswirkungsbetrachtungen wurden die möglichen Ansätze für die Bewertung der Auswirkungen von Stoff- und Energiefreisetzungen diskutiert. Ein wesentlicher Teil der Risikoanalyse umfasst die Berechnung der Eintrittshäufigkeiten der Szenarien. Hierfür sind Angaben über die Ausfallhäufigkeit von Anlagenteilen, insbesondere von Störfall verhindernden und -begrenzenden Einrichtungen erforderlich. Ausführlich wurden die in der Literatur gefundenen Angaben miteinander verglichen und ein einheitlicher Datensatz für die Berechnungen zusammengestellt.

Für die beiden ausgewählten Anlagen wurden jeweils die örtliche Lage, die wesentlichen Verfahrensgrundzüge und die Eigenschaften der für die Auswirkungsbetrachtung relevanten Stoffe beschrieben. Für die Anlage zur Herstellung von Kunstharzen wurde eine systematische Gefährdungsanalyse durchgeführt, während bei der Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff auf die vorliegende Analyse aufgebaut werden konnte. Bei der Erstellung der Fehlerbäume für die Berechnung des Betriebsrisikos wurde festgestellt, dass die in der systematischen Gefährdungsanalyse identifizierten Szenarien mit Stoff- oder Energiefreisetzung nochmals kritisch hinterfragt und ggf. geändert oder sogar erweitert werden mussten.

Bei der Anlage zur Herstellung von Kunstharzen wurden auf der Grundlage der berechneten Risikokonturen der Einfluss der Betriebsweise der Anlage und der gewählten Beurteilungswerte auf das Risiko diskutiert. Das Sicherheitskonzept der Anlage konnte gut in der Risikoanalyse abgebildet werden.

Bei der Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff wurden die drei Teilanlagen

- Ammoniak-Kälteanlage,
- Anlage zur Herstellung von Fluorwasserstoff bzw. Fluorwasserstoffsäure und
- Lagerung von Gebinden

untersucht. Mit der vorgestellten Methodik für die Risikoanalyse konnten die Sicherheitskonzepte der drei unterschiedlichen Teilanlagen abgebildet werden. Es konnten Hinweise zur Weiterentwicklung der Sicherheitskonzepte gegeben werden, wobei anhand einer Beispielrechnung gezeigt werden konnte, dass die Wirksamkeit von Störfall begrenzenden Maßnahmen durch die Risikoanalyse bewertet und dokumentiert werden kann.

Die Berechnungen im Rahmen der Risikoanalyse liefern den Anlagenbetreibern eine Entscheidungsgrundlage für mögliche Änderungen der Anlagekonzeption oder auch für organisatorische Maßnahmen im Fall einer Betriebsstörung. Durch die Berücksichtigung der Eintrittshäufigkeiten der Szenarien werden Entscheidungen zur Flächennutzungs- oder Katastrophenschutzplanung nicht mehr abhängig von einzelnen möglichst ungünstigen Ereignissen, sondern von der Gesamtheit

aller identifizierten Szenarien. Hierbei ist aber auch festzuhalten, dass es für einige Szenarien schwierig ist, sowohl die Auswirkungen als auch die Eintrittshäufigkeit zu spezifizieren.

Da für beide Anlagen die Risikoanalysen aufgrund der vorliegenden Informationen nicht abschließend durchgeführt werden konnten und sich somit evtl. noch Änderungen in den Risikokonturen ergeben, sollten aus den vorliegenden Ergebnissen keine Maßnahmen abgeleitet werden.

Anhang

Modelle für Störfallauswirkungsbetrachtungen

1 Freisetzung von Gasen

Der gasförmige Massenstrom aus einem unter Überdruck stehenden Behälter oder einer Rohrleitung durch eine Öffnung ins Freie lässt sich nach den z. B. im AD-2000-Merkblatt A2 angegebenen Beziehungen berechnen:

$$\dot{m} = A_c \psi \alpha \sqrt{2 \frac{p_0^2}{R T z}} \quad .$$

Der Index 0 kennzeichnet hierbei den Zustand in der Umschließung und der Index 1 die Umgebungsbedingungen.

Für ein unterkritisches Druckverhältnis $\frac{p_1}{p_0} > \left(\frac{2}{\kappa + 1} \right)^{\frac{\kappa}{\kappa - 1}}$

ist die Ausflussfunktion ψ durch

$$\psi = \sqrt{\frac{\kappa}{\kappa - 1}} \sqrt{\left(\frac{p_1}{p_0} \right)^{\frac{2}{\kappa}} - \left(\frac{p_1}{p_0} \right)^{\frac{\kappa + 1}{\kappa}}}$$

und für überkritische Druckverhältnisse durch

$$\psi = \sqrt{\frac{\kappa}{\kappa + 1}} \left(\frac{2}{\kappa + 1} \right)^{\frac{1}{\kappa - 1}}$$

festgelegt.

Hierbei bedeuten:

$\dot{m}$	[kg/s]	Massenstrom
A_c	[m ²]	Austrittsfläche
Ψ	[-]	Ausflussfunktion
α	[-]	Ausflussziffer
p	[Pa]	Druck
R	[kJ/(kg K)]	spezielle Gaskonstante
T	[K]	Temperatur
z	[-]	Realgasfaktor
κ	[-]	Isentropenexponent

Die Ausflussziffer α liegt im Bereich von 0,62 (scharfkantig) bis 0,92 (runde Düse) /45/. Für eine mechanische Beschädigung wie z. B. den Abriss einer Rohrleitung kann von einem scharfkantigen Leck mit einer Ausflussziffer von 0,62 ausgegangen werden.

2 Freisetzung von Flüssigkeiten

Die aus einer Öffnung austretende Flüssigkeitsmenge berechnet sich nach:

$$\dot{m}_f = \alpha \rho_f A \sqrt{2 \left(\frac{\Delta p}{\rho_f} + gh \right)}$$

Hierbei ist α die Ausflusszahl, ρ_f die Flüssigkeitsdichte, A die Leckfläche, Δp der an der Leckstelle herrschende Überdruck, g die Erdbeschleunigung und h die Höhe der Flüssigkeitsoberfläche über dem Austrittspunkt der Flüssigkeit.

Wird eine Flüssigkeit mit einer Temperatur oberhalb der Siedetemperatur freigesetzt, so wird ein Teil der Flüssigkeit spontan verdampfen und sowohl die Flüssigkeit als auch die Gasphase bis auf Siedetemperatur abkühlen. Mit der Annahme einer adiabaten Expansion ergibt sich für den spontan verdampften Flüssigkeitsanteil $\dot{m}_{flash}$ /46/:

$$\dot{m}_{flash} = \dot{m}_0 \left(1 - e^{\left(\frac{c_p}{h_v} (T_s - T_f) \right)} \right) .$$

Da die Wärmekapazität c_p und die Verdampfungsenthalpie h_v zwischen der Siedetemperatur T_s und der Freisetzungstemperatur T_f deutlich variieren können, werden für die Stoffwerte Mittelwerte verwendet.

3 Verdampfung bzw. Verdunstung einer Flüssigkeit aus einer Lache

Die Restmenge der Flüssigphase, die nicht verdampft ist oder durch die Luftströmung mitgerissen worden ist, breitet sich als Lache auf dem Boden aus. Bei der oben beschriebenen Flash-verdampfung wird der Flüssigkeit soviel Wärme entzogen, dass sie die Siedetemperatur annimmt. Der Sättigungsdampfdruck über der Flüssigkeitslache entspricht dem Umgebungsdruck und der freigesetzte Massenstrom ist von der Wärmezuführung aus der Umgebung bestimmt. Hierbei sind die folgenden Wärmeströme zu berücksichtigen:

- Konvektiver Wärmestrom zwischen Luft und Flüssigkeit
- Wärmeleitung zwischen Boden und Flüssigkeit
- Wärmestrahlung zwischen der Umgebung und der Flüssigkeit sowie Sonneneinstrahlung.

Der verdampfte Massenstrom berechnet sich damit aus:

$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}_B + \dot{Q}_{Konv} + \dot{Q}_{Str}}{h_v}$$

Liegt die Siedetemperatur der Flüssigkeit oberhalb der Umgebungstemperatur, so wird sich die Flüssigkeit weiter abkühlen und es tritt ein Verdunstungsprozess ein. Bei einer Verdunstung ist der Sättigungsdampfdruck über der Flüssigkeitsoberfläche geringer als der Umgebungsdruck und der daraus resultierende Massenstrom kleiner als bei einer Verdampfung. Die treibende Kraft für die Verdunstung ist im Wesentlichen das Dampfdruckgefälle zwischen dem Sättigungsdampfdruck an der Flüssigkeitsoberfläche und dem Partialdruck in der Umgebungsluft, während bei der Verdampfung nur die zugeführte Wärmemenge für den Massenstrom ausschlaggebend ist.

Im Gegensatz zur Verdampfung ergibt sich bei einer Verdunstung aus der Energiebilanz zwischen zugeführter bzw. abgeführter Wärme aus der Umgebung und der für die Verdunstung erforderlichen Energie die zeitliche Änderung der Flüssigkeitstemperatur, die natürlich auch eine Veränderung des Dampfdrucks und somit auch des verdunsteten Massenstroms zu Folge hat. Soll dieser Effekt bei der Berechnung mit berücksichtigt werden, so muss eine instationäre Verdunstungsberechnung durchgeführt werden.

Bei der Berechnung der stationären Verdunstung wird der Dampfdruck entsprechend der Temperatur der freigesetzten Flüssigkeit ermittelt. Bei einer Flüssigkeitstemperatur oberhalb der Umgebungstemperatur führt dies zu einer konservativen Abschätzung. Bei einer Flüssigkeitstemperatur unterhalb der Umgebungstemperatur muss die stationäre Berechnung nicht immer eine konservative Abschätzung ergeben!

Die Änderung der Flüssigkeitstemperatur lässt sich aus folgender Energiebilanz berechnen:

$$m c_{p,fl} \frac{\partial T_{fl}}{\partial t} = \dot{Q}_B + \dot{Q}_{Konv} + \dot{Q}_{Str} - \dot{Q}_{Verd} + \dot{m}_0 c_{p,0} (T_0 - T_{fl})$$

$$\dot{Q}_{Verd} = \dot{m} \cdot h_v$$

Hierbei bedeuten:

$\dot{m}_0$	[kg/s]	Ausströmender Massenstrom
m	[kg]	Masse der Flüssigkeit in der Lache
T_0	[K]	Temperatur der ausströmenden Flüssigkeit
T_{fl}	[K]	Flüssigkeitstemperatur
c_p	[J/kg K]	Wärmekapazität (Index 0: der austretenden Flüssigkeit)
$\dot{Q}_B$	[J/s]	Wärmestrom aus dem Boden
$\dot{Q}_{Konv}$	[J/s]	Wärmestrom durch Konvektion
$\dot{Q}_{Str}$	[J/s]	Wärmestrom durch Strahlung
$\dot{Q}_{Verd}$	[J/s]	Wärmestrom infolge Verdunstung
h_v	[kJ/kg]	Verdampfungsenthalpie

3.1 Konvektiver Wärmestrom zwischen Luft und Flüssigkeit

Der konvektive Wärmestrom zwischen Luft und Flüssigkeitslache berechnet sich aus dem Wärmeübergangskoeffizienten α und der Temperaturdifferenz zwischen Luft und Flüssigkeit.

$$\dot{Q}_{kon} = \alpha (T_{Luft} - T_{fl}) A_{Lache}$$

Der Wärmeübergangskoeffizient wird aus dem Ansatz für eine mittlere Nusselt Zahl bei einer längs angeströmten ebenen Platte in Abhängigkeit von der Windgeschwindigkeit w berechnet /47/:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$$

$$Pr = \frac{\eta c_p}{\lambda}$$

$$Re = \frac{w l}{\nu}$$

$$Nu = 0,3 + \sqrt{Nu_{lam}^2 + Nu_{turb}^2}$$

$$Nu_{lam} = 0,664 \sqrt{Re} \sqrt[3]{Pr}$$

$$Nu_{turb} = \frac{0,037 Re^{0,8} Pr}{1 + 2,443 Re^{-0,1} (Pr^{2/3} - 1)}$$

Für die Überströmlänge l wird konservativ der Lachendurchmesser angesetzt.

3.2 Wärmestrom aus dem Boden

Als Lösung der eindimensionalen Wärmeleitungsgleichung erhält man für den Wärmestrom aus dem Boden wie bei LEBUSER, SCHECKER /48/ und WÖRSDÖRFER /46/ dargestellt:

$$\dot{Q}_B = \frac{\lambda_B}{\sqrt{\pi a t}} (T_{\text{Boden}} - T_{\text{fl}}) A_{\text{Lache}} \quad .$$

Hierbei bedeuten:

λ_B [W/mK]	Wärmeleitfähigkeit des Bodens
a [m ² /s]	Temperaturleitfähigkeit $\frac{\lambda}{\rho c_p}$
t [s]	Zeit
T_{Boden} [K]	Temperatur des Bodens
T_{fl} [K]	Temperatur der Flüssigkeit
A_{Lache} [m ²]	Lachenfläche

Der Wärmestrom aus dem Boden ist von der Zeitdauer abhängig, die die siedende Flüssigkeit mit dem Boden Kontakt hat. Der Bereich, der zuerst mit der Flüssigkeit Kontakt hatte, ist schon abgekühlt und kann nur noch wenig Wärme abgeben, während der Außenbereich der sich ausbreitenden Lache auf einen warmen Boden trifft.

Es wird daher eine kreisförmige Lache vorausgesetzt, die in Kreisringe (äußerer Radius R, innerer Radius r) unterteilt wird. Für jeden Kreisring wird die Zeit seit der Beaufschlagung ($t - t^*$) mit Flüssigkeit betrachtet und dementsprechend der Wärmestrom berechnet. Durch Summation aller Kreislagen wird anschließend der gesamte Wärmestrom zum Zeitpunkt t ermittelt:

$$\dot{Q}_B = \frac{\lambda_B}{\sqrt{\pi a}} (T_B - T_{\text{fl}}) \sum \frac{\pi (R^2 - r^2)}{\sqrt{t - t^*}} \quad .$$

Wird die Ausbreitung der Lache nicht durch Umrandungen (Auffangwanne) begrenzt, so breitet sie sich unter der Einwirkung der Schwerkraft durch unterschiedliche Schichthöhen und gehemmt durch Oberflächenkräfte und Bodenreibung aus. Zur Berechnung des Radius einer sich radial ausbreitenden Flüssigkeit ist nach BRISCOE und SHAW /49/ nach der Freisetzungsart zu unterscheiden:

spontane Freisetzung

$$r = \sqrt{r_0^2 + \left(\frac{8gV}{\pi} \right)^{0.5} t}$$

kontinuierliche Freisetzung

$$r = \left(\frac{32 g \dot{V}}{9 \pi} \right)^{0.25} t^{0.75}$$

Bei der Freisetzung eines druckverflüssigten oder kalt verflüssigten Gases aus einem Behälter wird die Lache durch einen zeitabhängigen Volumenstrom gespeist, der sich mit zunehmender Freisetzungsdauer bis auf Null verringert. Bei der Formulierung für eine kontinuierliche Freisetzung würde in diesem Fall auch der Lachenradius verschwinden. Plausibler ist da die Formulierung für eine spontane Freisetzung, da hier nur das Flüssigkeitsvolumen in der Lache betrachtet wird. Wird das Flüssigkeitsvolumen in der Lache aus dem der Lache zugeführten und dem verdampften Volumenstrom berechnet, so erhält man zu jedem Zeitpunkt das Flüssigkeitsvolumen, das aufgrund der Schwerkraft verteilt wird:

$$V(t) = \int_0^t \dot{V} - \frac{\dot{m}}{\rho_{fl}} dt$$

Unter der Voraussetzung, dass zum Zeitpunkt $t = 0$ keine Lache vorhanden ist ($r_0 = 0$), ergibt sich folgende Beziehung für den Lachenradius:

$$r = \sqrt{\left(\frac{8 g}{\pi} \int_0^t \dot{V} - \frac{\dot{m}}{\rho_{fl}} dt \right)^{0.5} t}$$

Für einen konstanten zugeführten Volumenstrom und ohne Verdampfung ergibt der Vergleich zwischen den Formulierungen für den Lachenradius bei spontaner und kontinuierlicher Freisetzung einen größeren Radius bei spontaner Freisetzung. Somit ist diese Formulierung im Hinblick auf eine konservative Abschätzung des verdampften Massenstroms geeignet.

Die Ausbreitung der Lache wird durch die minimale Schichtdicke begrenzt. Als Anhaltswerte können hierzu die bei LEBUSER und SCHECKER /48/ zitierten Werte verwendet werden:

unebener sandiger Boden :	25 mm
ebener Sand, Kies:	10 mm
Beton, Stein:	5 mm

Wird die Lachenfläche A_L z. B. durch eine Auffangwanne begrenzt, so wird der Lachenradius entsprechend eingeschränkt.

$$r_{\max} = \sqrt{\frac{A_L}{\pi}}$$

Durch eine Beschäumung der Lachenfläche kann der freigesetzte Massenstrom mit der Zeit verringert werden. Es wird davon ausgegangen, dass die Lachenfläche in einer Zeitdauer t_B vollständig bedeckt ist:

$$A_L(t) = \frac{(t_B - t)}{t_B} A_{L,\max}$$

3.3 Wärmestrahlung

Eine umfassende Berücksichtigung der Wärmeübertragung durch Strahlung muss nach LEBUSER /50/ die Faktoren

- Sonneneinstrahlung + Hintergrundstrahlung
- Strahlung der Atmosphäre
- Abstrahlung der Flüssigkeit und
- Reflektion an der Flüssigkeitsoberfläche

beinhalten. Unter Berücksichtigung der entsprechenden Emissionskoeffizienten führt diese Betrachtung zu folgender Energiebilanz:

$$\dot{Q}_{\text{Str}} = (0,86 \dot{Q}_{\text{Sonne}} - 0,9 \sigma T_{\text{fl}}^4 + 0,46 \sigma (T_{\text{Luft}}^4 - T_{\text{fl}}^4)) A_{\text{Lache}}$$

Für die solare Einstrahlung werden an wolkenlosen Sommertagen Werte von 0,9 bis 1,4 kW/m² (meistens 1 kW/m²) angegeben.

3.4 Verdunstungsmodell nach MACKAY/MATSUGU

Aus einer Stoffbilanz in der Grenzschicht oberhalb der Flüssigkeitslache lässt sich, wie bei DEUTSCH /51/ dargelegt, eine Beziehung für den verdunsteten Massenstrom herleiten:

$$\dot{m} = \frac{k A_{\text{Lache}} p_u}{R T_{\text{fl}}} \ln \left[\frac{p_u}{p_u - p_A^0} \right]$$

Für die Bestimmung des Stoffübergangskoeffizienten k sind mehrere Ansätze bekannt. Die Formulierung von MACKAY und MATSUGU /50/, /52/ lautet:

$$k = 0,0292 u^{0,78} L_c^{-0,11} \left(\frac{\nu}{D_{AB}} \right)^{-0,67}$$

Hierbei ist die Windgeschwindigkeit u in [m/h] einzusetzen. Die charakteristische Überströmlänge L_c ist entweder der Durchmesser einer runden Lache oder die Seitenlänge in Windrichtung einer Auffangwanne. Da bei der Verdunstung die Gaskonzentration in der Luft gering ist, wird für die kin. Viskosität ν der Stoffwert von Luft bei Umgebungstemperatur verwendet.

Der Vergleich dieses Modells mit experimentellen Untersuchungen an Methanollachen ergab bei DEUTSCH /51/ und LEBUSER /50/ ausreichende bis große Stoffübergangskoeffizienten.

Die Formelzeichen bedeuten:

k [m/s]	Stoffübergangskoeffizient
A_{Lache} [m ²]	Lachenfläche
p_u [Pa]	Umgebungsdruck
p_0 [Pa]	Dampfdruck
R [kJ/kgK]	Spez. Gaskonstante
T_{fl} [K]	Flüssigkeitstemperatur
u [m/h]	Windgeschwindigkeit
L_c [m]	charakteristische Überströmlänge
ν [m ² /s]	kin. Viskosität der Luft
D_{AB} [m ² /s]	Diffusionskoeffizient

4 Gaskonzentration in einem Raum

Ein Gas wird in einem Raum freigesetzt und vermischt sich mit der Luft. Gleichzeitig wird Luft bzw. das Gas-Luft-Gemisch aus dem Raum durch natürliche oder mechanische Lüftung entfernt. Durch diese instationären Prozesse wird sich eine Konzentration im Raum in Abhängigkeit von der Freisetzungsdauer einstellen. Unter der Voraussetzung einer idealen Durchmischung im Raum können folgende Stoffbilanzen im Raum mit einem Volumen V_R aufgestellt werden:

$$\frac{\partial m_{\text{Luft}}}{\partial t} = \dot{m}_{\text{Zuluft}} - \dot{m}_{\text{Abluft}}$$

$$\frac{\partial m_{\text{Gas}}}{\partial t} = \dot{m}_{\text{Gas}} - \dot{m}_{\text{Gas-Abluft}}$$

Setzt man weiterhin voraus, dass sich im Raum kein Überdruck bildet, so entspricht der aus dem Raum austretende Gasstrom den zugeführten Volumenströmen. Die austretenden Massenströme berechnen sich unter Einführung der Gaskonzentration im Raum c_{Gas} wie folgt:

$$c_{\text{Gas}} (\text{Vol.}\%) = \frac{m_{\text{Gas}}}{V_R \rho_{\text{Gas}}}$$

$$\dot{m}_{\text{Abluft}} = (\dot{V}_{\text{Zuluft}} + \dot{V}_{\text{Gas}}) (1 - c_{\text{Gas}}) \rho_{\text{Luft}}$$

$$\dot{m}_{\text{Gas-Abluft}} = (\dot{V}_{\text{Zuluft}} + \dot{V}_{\text{Gas}}) c_{\text{Gas}} \rho_{\text{Gas}}$$

Der Zuluftstrom wird entweder durch die natürlichen Lüftung mit

$$\dot{V}_{\text{Zuluft}} = V_{\text{Raum}} \text{Luftwechsel}$$

oder über den Volumenstrom der mechanischen Lüftung vorgegeben. Folgende Werte können für den Luftwechsel angesetzt werden /81/, /82/:

Räume über Erdgleiche ohne besondere Lüftungsflächen:	1/Stunde
Räume über Erdgleiche mit Lüftungsflächen:	2/Stunde
Keller:	0,4/Stunde
Geschlossene, undichte Räume (Halle mit großem Tor):	4/Stunde

Für einen konstanten Gasmassen- und Zuluftstrom kann die Gaskonzentration im Raum nach dem Modell des idealen kontinuierlichen Rührkessels beschrieben werden /83/:

$$c_{\text{Gas}} (\text{Vol.}\%) = \frac{100 \cdot \dot{V}_{\text{Gas}}}{(\dot{V}_{\text{Zuluft}} + \dot{V}_{\text{Gas}})} \left[1 - \exp \left(- \frac{(\dot{V}_{\text{Zuluft}} + \dot{V}_{\text{Gas}})}{V_{\text{Raum}}} t \right) \right]$$

Für eine sehr große Ausströmzeit t berechnet sich die Konzentration nach

$$c_{\text{Gas}} (\text{Vol.}\%) = \frac{100 \cdot \dot{V}_{\text{Gas}}}{(\dot{V}_{\text{Zuluft}} + \dot{V}_{\text{Gas}})}$$

5 Freistrahle

Zur Modellierung des Freistrahls wird das Modell von SCHATZMANN /53/ herangezogen. Mit diesem Modell sind sowohl Freistrahlen von Gasen, die im Vergleich mit Luft dichteneutral bis leicht sind, als auch Freistrahlen von schweren Gasen berechnet und durch Messungen verifiziert worden /54/, /55/.

Für die Berechnung der Konzentrations-Isolinien des Freistrahls werden fünf gewöhnliche, gekoppelte Differentialgleichungen simultan numerisch gelöst. Die Anfangsbedingungen an der Austritts-

stelle des Freistrahls sind vom Freisetzungsquerschnitt, dem Druck und der Temperatur des Gases abhängig.

6 Impulsfreie Gasausbreitung

Im Abschnitt 9.2.6.2.4 „Rahmenbedingungen für Störfallablaufszenarien“ der Vollzugshilfe zur Störfall-Verordnung wird als Ausbreitungsmodell nach dem Stand des Wissens auf die VDI-Richtlinie 3783 hingewiesen. Diese VDI-Richtlinie ist in zwei Blätter unterteilt:

- Blatt 1: „Ausbreitung von störfallbedingten Freisetzungen – Sicherheitsanalyse“ /56/
- Blatt 2: „Ausbreitung von störfallbedingten Freisetzungen schwerer Gase - Sicherheitsanalyse“ /57/

Im **Blatt 1** wird das Modell zur Berechnung der Ausbreitung von im Vergleich zu Luft dichteneutralen bis leichten Gasen beschrieben. Die Berechnungsgrundlage ist ein Gaußsches Ausbreitungsmodell. Es wird die Freisetzung einer Gaswolke in einer bestimmten Höhe über dem Erdboden angenommen, deren Mittelpunkt mit konstanter Windgeschwindigkeit fortbewegt wird.

Durch die Zumischung von Luft wird die Wolke laufend verdünnt, wobei ihr Gesamtvolumen wächst. Dieser Ausbreitungs- und Verdünnungsprozess der Wolke infolge der turbulenten Diffusion wird im Gaußmodell durch die "Streuung" wiedergegeben. Da die Streuungen aus experimentellen Untersuchungen in einem Bereich von 100 m bis 10.000 m bestimmt worden sind, ist bei Berechnungen außerhalb dieses Bereiches mit größeren Ungenauigkeiten zu rechnen.

In der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 werden jeweils für eine ungünstige und eine mittlere Ausbreitungssituation die Konzentrationen bzw. Dosen berechnet. Die ungünstige bzw. mittlere Ausbreitungssituation entsteht durch unterschiedliche

- Temperatschichtungen in der Atmosphäre,
- Windgeschwindigkeiten,
- effektive Quellhöhen und
- Bodenrauigkeiten.

Die VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 setzt bei einer mittleren Ausbreitungssituation eine indifferente Temperatschichtung ohne Inversion voraus. Bei einer ungünstigen Ausbreitungssituation wird der ungünstigste Fall durch Variation der Temperatschichtungen und unter Berücksichtigung einer Inversionsschicht ausgewählt.

Windgeschwindigkeit

Die Berechnungen mit der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 können für Windgeschwindigkeiten zwischen 1 m/s und 10 m/s durchgeführt werden. Für die Berechnung einer mittleren Ausbreitungssituation ist die häufigste Windgeschwindigkeit für eine indifferente Temperaturschichtung an einer repräsentativen Messstation zu verwenden. Bei einer ungünstigen Ausbreitungssituation wird immer von einer Windgeschwindigkeit von 1 m/s ausgegangen.

Effektive Quellhöhe

Wird ein Gas freigesetzt, dessen Dichte geringer als die Luftdichte ($1,2 \text{ kg/m}^3$) ist, oder treten Brandgase mit einer hohen Temperatur und somit geringer Dichte aus, so steigen diese Gase in der Atmosphäre auf. Die Gaswolke befindet sich dann oberhalb des Freisetzungsortes. Um möglichst konservative Ergebnisse - im Sinne der Störfallbetrachtungen - zu erhalten, werden in der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 nur äquivalente Wärmeemissionen $> 6 \text{ MW}$ berücksichtigt.

Tritt ein Freistrahle senkrecht nach oben aus, so wird die erreichte Höhe in der anschließenden Ausbreitungsberechnung mit der VDI-Richtlinie berücksichtigt.

Bebauungshöhe und Bodenrauigkeit

Die Bebauungshöhe ist entsprechend der Höhe der umgebenden Gebäude abzuschätzen, wobei bei mehreren Gebäuden der Mittelwert zu bilden ist. Die Bebauungshöhe wirkt sich auf die Inversionshöhe und damit direkt auf die Konzentrationen bei einer ungünstigen Ausbreitungssituation aus. Die Inversionshöhe ist nach der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 gleich der mittleren Bebauungshöhe bzw. mindestens 20 m zu setzen. Belastbare meteorologische Informationen über die Inversionshöhe liegen für einen Standort meist nicht vor. Es wird daher in Industriegebieten von einer Inversionshöhe von mind. 30 m ausgegangen, da meistens erhebliche Wärmeemissionen durch die Anlagen entstehen, die zu einer Anhebung der Inversionshöhe führen.

Über die Bodenrauigkeit wird der Einfluss des Geländes auf die Turbulenz der Atmosphäre und somit auf die Verteilung der Gaswolke berücksichtigt. Es werden in der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 fünf effektive Rauigkeitslängen z_0 für verschiedene Geländetypen festgelegt:

Tabelle A1: Rauigkeitslängen für verschiedene Geländetypen /56/

z_0 [m]	Beschreibung des Geländes
0,02	extrem glatt: homogenes, extrem ebenes Gelände (keine Gebäude, Bäume, Büsche in weiterem Umkreis) und Wasserflächen
0,2	glatt: homogenes, ebenes Gelände; nur einzelne Gebäude bzw. Bäume in weiterem Umkreis

Z ₀ [m]	Beschreibung des Geländes
0,5	wenig rau: relativ ebenes Gelände, nur wenige Gebäude und mäßiger Bewuchs in weiterem Umkreis
0,8	mäßig rau: unebenes Gelände; Ortschaften bzw. kleine Waldgebiete in weiterem Umkreis
1,2	sehr rau: Stadt- und Waldgebiet

Für die Ausbreitungsberechnung von - im Vergleich zu Luft - schweren Gasen wird die VDI-Richtlinie 3783 **Blatt 2** herangezogen. Schwere Gase werden nicht wie leichte oder dichteneutrale Gase durch die Bewegung der Luft weiter getragen und verteilt, sondern besitzen als Schwergaswolke eine ausgeprägte Eigendynamik. Durch den Dichtesprung am Rand der Gaswolke wird die turbulente Vermischung mit der Umgebungsluft, und damit die Auflösung der Gaswolke behindert.

Durch die höhere Dichte breitet sich die Schwergaswolke in einer flachen, bodennahen Schicht aus. In diesem Bereich befinden sich Mauern, Hecken, Gebäude usw., die als Strömungshindernisse wirken. In der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 2 sind die Ergebnisse von Windkanalversuchen mit schweren Gasen für eine Vielzahl von Ausbreitungsgebieten mit unterschiedlichen Hindernissen zusammengefasst worden.

Die Windkanalergebnisse decken das quellnahe Ausbreitungsgebiet ab, in dem die Gaskonzentration durch die Vermischung mit der Umgebungsluft bis auf etwa 1 % der Quellkonzentration abgesunken ist. Bei der weiteren Ausbreitung wird davon ausgegangen, dass der Schwergascharakter nicht weiter berücksichtigt werden muss und die Ausbreitungsberechnung mit der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 1 für leichte und dichteneutrale Gase durchgeführt werden kann.

Im Kapitel 2 „Anwendungsbereich“ der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 2 wird festgelegt, welche Gase als „schwer“ im Sinne der Richtlinie anzusehen sind. Danach sind Gase „schwer“, wenn sie folgende Kriterien erfüllen:

Die Dichte des Gases am Freisetzungsort erfüllt die folgende Ungleichung. Die Luftdichte wird in der Richtlinie mit 1,2 kg/m³ angesetzt:

$$\frac{\rho_{\text{Gas}} - \rho_{\text{Luft}}}{\rho_{\text{Luft}}} > 0,16.$$

Bei spontaner Freisetzung ist das Quellvolumen $V_0 > 0,1 \text{ m}^3$ bzw. bei kontinuierlicher Freisetzung der Quellvolumenstrom $\dot{V}_0 > 1 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$.

Quellvolumen bzw. Quellvolumenstrom werden aus der freigesetzten Masse bzw. bei kontinuierlicher Freisetzung aus dem Massenstrom und der Gasdichte berechnet. Wird das Gas schlagartig freigesetzt, so handelt es sich um eine spontane Freisetzung. Mit kontinuierlich wird eine Freisetzung bezeichnet, bei der ein konstanter Volumenstrom über eine sehr lange Zeit emittiert.

7 Gasexplosionen im Freien

Zur Berechnung des Explosionsüberdruckes, der durch verzögerte Zündung der Gaswolke hervorgerufen wird, wird das TNO-Multi-Energy-Modell /58/, /3/ verwendet. Die als Eingabeparameter erforderliche explosionsfähige Masse innerhalb der Gaswolke wird mit der VDI-Richtlinie 3783 Blatt 2 berechnet.

Der maximale Explosionsüberdruck einer Gaswolkenexplosion ist von vielen Parametern abhängig. Neben den Stoffeigenschaften sind

- die Art der Zündung,
- die Flammengeschwindigkeit, die durch die Verblockung z. B. durch Rohrleitung und damit durch die Turbulenz in der Gaswolke stark beeinflusst wird, und
- die Verdämmung der Gaswolke z. B. durch Gebäude

wesentliche Einflussfaktoren. Im Multi-Energy-Modell wird dies berücksichtigt, indem für den maximalen Explosionsüberdruck in der Nähe der Gaswolke 10 Klassen festgelegt werden. Die Klasse 1 hat einen geringen maximalen Explosionsüberdruck (Verpuffung), während die Klasse 10 eine starke Detonation beschreibt. In der folgenden Abbildung A1 ist der normierte Explosionsüberdruck in Abhängigkeit von der normierten Entfernung dargestellt. Die normierten Größen sind hierbei wie folgt definiert:

$$\overline{\Delta P_s} = \frac{\Delta P_s}{P_u}$$

$$\overline{R} = r \sqrt[3]{\frac{P_u}{E}}$$

Hierbei bedeuten:

ΔP_s	Explosionsüberdruck [bar]
P_u	Umgebungsdruck [bar]
r	Entfernung vom Mittelpunkt der Gaswolke [m]
E	Verbrennungsenergie [kJ]

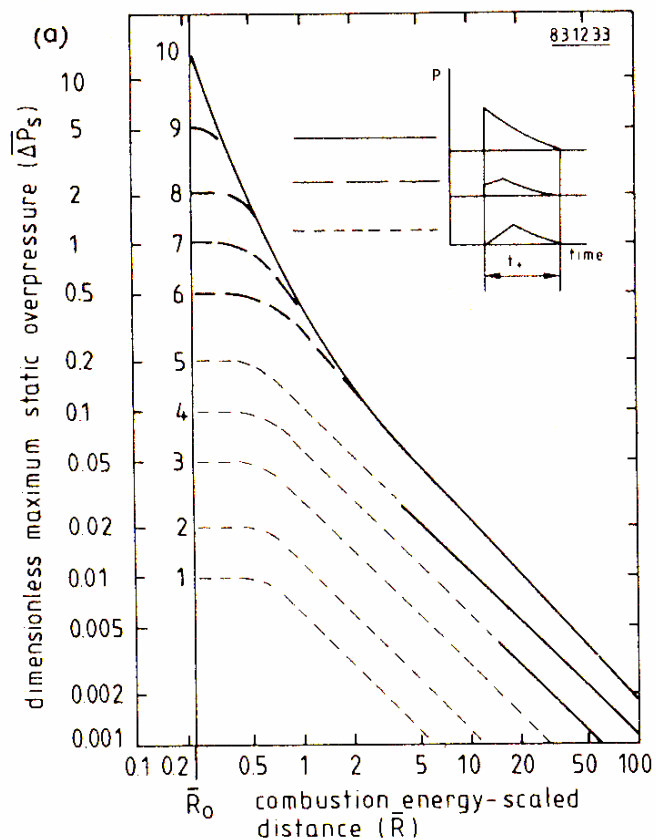


Abbildung A1: Maximaler Explosionsüberdruck nach VAN DEN BERG /58/

Die wesentliche Fragestellung ist die Zuordnung der zu betrachtenden Situation zu den Klassen des Multi-Energy-Modells. Hierzu wird in /3/ als Hilfestellung die von KINSELLA /59/ entwickelte Matrix angegeben.

Tabelle A2: Bewertungsmatrix der Explosionsklasse nach /59/

Zündungsenergie		Verblockung			Verdämmung		Klasse
hoch	gering	hoch	gering	keine	hoch	gering	
x		x			x		7 - 10
x		x				x	7 - 10
	x	x			x		5 - 7
x			x		x		5 - 7
x			x			x	4 - 6
x				x	x		4 - 6
	x	x				x	4 - 5
x				x		x	4 - 5

Zündungsenergie		Verblockung			Verdämmung		Klasse
hoch	gering	hoch	gering	keine	hoch	gering	
	x		x		x		3 - 5
	x		x			x	2 - 3
	x			x	x		1 - 2
	x			x		x	1

Die drei Parameter Zündungsenergie, Verblockung und Verdämmung werden hierbei wie folgt beschrieben:

Zündungsenergie

Hoch: Die Zündung der Gaswolke erfolgt durch eine sehr starke Zündquelle, wie z. B. eine Freistrahlzündung aus einem Gebäude heraus oder durch ein Behälterbersten infolge einer Primärexplosion.

Gering: Die Zündquelle ist ein Funke, eine Flamme, eine heiße Oberfläche usw.

Verblockung

Hoch: In der Gaswolke befinden sich dicht gepackte Hindernisse (Rohrleitungen, Behälter). Das gesamte Volumen der Hindernisse beträgt mehr als 30 % des Volumens im betrachteten Bereich. Die Abstände zwischen den Hindernissen betragen weniger als 3 m.

Gering: In der Gaswolke befinden sich Hindernisse (Rohrleitungen, Behälter). Das gesamte Volumen der Hindernisse ist geringer als 30 % des Volumens im betrachteten Bereich. Die Abstände zwischen den Hindernissen sind größer als 3 m.

Keine: In der Gaswolke befinden sich keine oder nur wenige Hindernisse.

Verdämmung

Hoch: Die Gaswolke wird durch den Boden und auf zwei oder drei Seiten durch Wände begrenzt.

Gering: Die Gaswolke wird durch den Boden begrenzt und kann bei der Explosion nach allen Seiten expandieren.

8 Lachenbrände

Die bei einem Brand freiwerdende Wärme hängt im Wesentlichen vom brennenden Medium und der Größe des Brandherdes ab. Die Wärmeübertragung auf ein benachbartes Objekt erfolgt konvektiv und durch Strahlung, wobei der Anteil der beiden Übertragungsarten an der Gesamtwärmeübertragung durch die räumliche Zuordnung des brennenden und des brandgefährdeten Objektes zueinander bestimmt wird. Mit zunehmendem Abstand vom Brandherd kann der konvektive Anteil immer mehr vernachlässigt werden.

Der durch Strahlung übertragene Wärmestrom $\dot{Q}_{\text{str}}$ berechnet sich wie z. B. bei SEEGER /60/ angegeben nach

$$\dot{Q}_{\text{str}} = \varphi_{12} A_1 \varepsilon_2 \dot{Q}_0$$

wobei φ_{12} die mittlere Einstrahlzahl, A_1 die strahlende Fläche, ε_2 das Emissionsverhältnis der bestrahlten Flächen und $\dot{Q}_0$ die mittlere spezifische Ausstrahlung der Flamme ist.

Die mittlere Einstrahlzahl zwischen einer strahlenden und einer bestrahlten Fläche kann allgemein durch

$$\varphi_{12} = \frac{1}{\pi A_1} \iint \frac{\cos \beta_1 \cos \beta_2}{s^2} dA_1 dA_2$$

beschrieben werden.

Bei ebenen Flammen, z. B. bei einem Brand in einer Auffangwanne oder Wärmestrahlung durch ein Fenster bei einem Raumbrand, kann die strahlende Fläche als eben angenommen werden und die mittlere Einstrahlzahl mit den im VDI-Wärmeatlas /47/ angegebenen Beziehungen berechnet werden.

Für zwei parallele Rechteckflächen mit einer Ecke in der Mittelsenkrechten eines Flächenelementes (Abbildung 3) wird die Einstrahlzahl des Flächenelementes ΔA_1 gegen A_2 nach folgender Beziehung berechnet:

$$B = \frac{b}{a}$$

$$C = \frac{c}{a}$$

$$\varphi_{12} = \frac{1}{2\pi} \left(\frac{B}{\sqrt{1+B^2}} \arctan \frac{C}{\sqrt{1+B^2}} + \frac{C}{\sqrt{1+C^2}} \arctan \frac{B}{\sqrt{1+C^2}} \right)$$

Ist die strahlende Fläche größer als die bestrahlte Fläche, so kann die Einstrahlzahl über das Flächenverhältnis umgerechnet werden:

$$\varphi_{21} = \frac{A_1}{A_2} \varphi_{12}$$

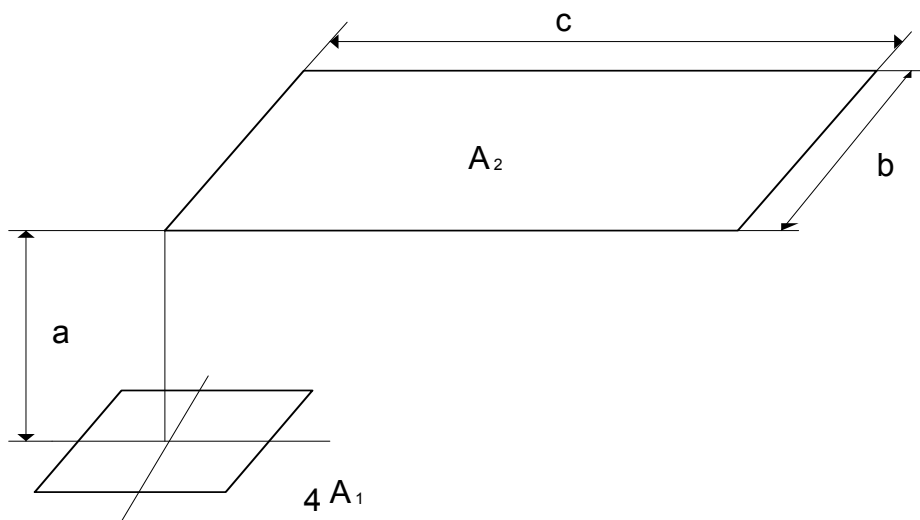


Abbildung A2: Zwei parallele Rechteckflächen mit einer Ecke in der Mittelsenkrechten eines Flächenelementes

Als bestrahlte Fläche A_2 wird eine Fläche von 1 m x 1 m angenommen. Wie in Abbildung A3 angedeutet, trifft die Mittelsenkrechte dieser Fläche an einem Punkt auf die strahlende Fläche, z. B. die Flamme eines Lachenbrandes, auf. Die strahlende Fläche wird dann in vier Teilflächen A_{11} bis A_{14} aufgeteilt und die Einstrahlzahl für die gesamte Fläche durch Addition nach folgender Beziehung ermittelt:

$$\varphi_{12} = \varphi_{11-2} + \varphi_{12-2} + \varphi_{13-2} + \varphi_{14-2} \quad .$$

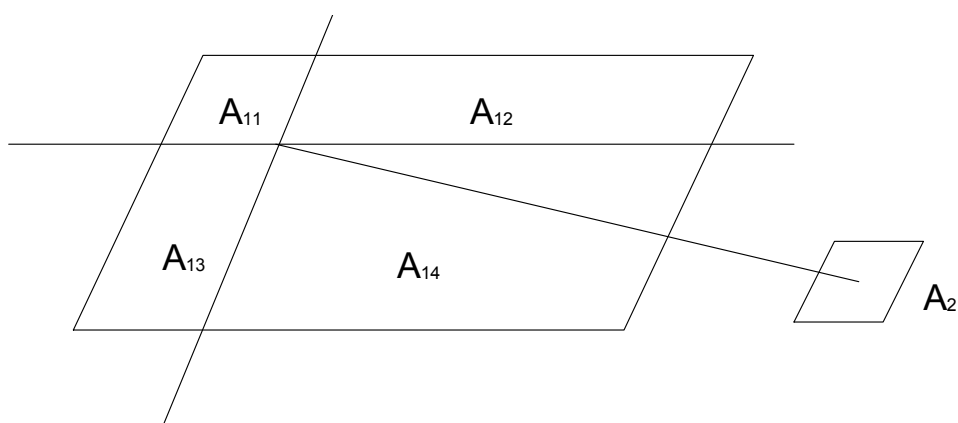


Abbildung A3: Aufteilung des Strahlers (Fläche A_1) in einzelne Flächen A_{11} bis A_{14}

8.1 Zylinderflammen-Strahlungsmodell

Wie in /61/, /62/, /63/ ausführlich diskutiert, ist durch die großen Temperaturschwankungsbreiten innerhalb der Flamme eines Kohlenwasserstoffbrandes und durch die schwierige Definition der Flammenfläche bei Experimenten eine mittlere Flammentemperatur nur mit großer Unsicherheit zu bestimmen.

Beim Zylinderflammen-Strahlungsmodell /64/ wird eine zylinderförmige, homogene Flamme mit einem Durchmesser d und einer konstanten, mittleren Flammentemperatur von ca. 900 °C vorausgesetzt. Die mittlere spezifische Ausstrahlung der Flamme berechnet sich aus:

$$\dot{Q}_0 = \varepsilon_1 \sigma (T_1^4 - T_2^4)$$

Hierbei sind ε_1 und ε_2 die Emissionsverhältnisse der strahlenden bzw. bestrahlten Flächen, σ die STEFAN-BOLTZMANN-Konstante und T_1 , T_2 die Temperaturen der strahlenden bzw. bestrahlten Flächen. Als Emissionsverhältnis einer Flamme wird in /61/, /65/ der Wert 0,9 verwendet. Beispiele für das Emissionsverhältnis einer bestrahlten Fläche können z. B. dem VDI-Wärmeatlas entnommen werden. Beim Zylinderflammen-Strahlungsmodell ergibt sich mit den dargestellten Parametern eine mittlere spezifische Ausstrahlung der Flamme von ca. 100 kW/m² unabhängig vom Durchmesser der Flamme.

8.2 OSRAMO II

Während das Zylinder-Flammenstrahlungsmodell von einer mittleren Flammentemperatur von ca. 900 °C ausgeht, werden bei OSRAMO II (Organized Structure Radiation Model) mehrere Strukturen berücksichtigt, die Strahlungsenergie durch Emission, Absorption und Transmission untereinander austauschen /66/, /67/, /68/. Nach diesem Ansatz existieren folgenden drei Zonen innerhalb der Flamme:

- Reaktionszonen,
- hot spots und
- Rußballen.

Die mittlere spezifische Ausstrahlung der Flamme berechnet sich beim OSRAMO II Modell nach

$$\begin{aligned}\dot{Q}_0 &= \dot{Q}_{hs} \left(1 - e^{-(d_0/d)^{a3}}\right) + \dot{Q}_{RB} e^{-(d_0/d)^{a3}} \\ \dot{Q}_{hs} &= \tau_{hs} (1 - \tau_{re}) \sigma [T_{re}^4 - T_u^4] + (1 - \tau_{hs}) \sigma [T_{hs}^4 - T_u^4] \\ \dot{Q}_{RB} &= \tau_{RB} (1 - \tau_{re}) \sigma [T_{re}^4 - T_u^4] + (1 - \tau_{RB}) \sigma [T_{RB}^4 - T_u^4]\end{aligned}$$

$$\tau_{hs} = \frac{1}{e^{dk_{eff,hs}}}, \tau_{re} = \frac{1}{e^{dk_{eff,re}}}, \tau_{RB} = \frac{1}{e^{dk_{eff,RB}}}$$

Für den Brennstoff JP-4 wurde eine Parameteranpassung durchgeführt, die zu folgenden Werten führte:

$$T_{re} = 1413 \text{ K}, T_{hs} = 1329 \text{ K}, T_{RB} = 632 \text{ K}$$

$$k_{eff,re} = 0,380 \text{ m}^{-1}, k_{eff,hs} = 0,404 \text{ m}^{-1}, k_{eff,RB} = 1,035 \text{ m}^{-1}$$

$$d_0 = 3,26 \text{ m}$$

$$a_3 = 1,104$$

Der Vergleich mit Messungen /5/ - /6/, /5/ - /7/, /5/ - /10/ zeigt, dass bei kleineren Branddurchmessern von 1 - 5 m die obere Grenze der Wärmestrahlung erreicht wird und mit Zunahme des Durchmessers die Wärmestrahlung und damit auch die mittlere Flammentemperatur abnimmt.

In Abbildung A4 ist die mittlere spezifische Ausstrahlung verschiedener Brandmedien in Abhängigkeit vom Branddurchmesser /66/ dargestellt. Mit M_{ZFS} ist die mittlere spezifische Ausstrahlung des Zylinderflammen-Strahlungsmodells von 100 kW/m² eingetragen. Für die Mehrzahl der Messwerte - vor allem bei größeren Branddurchmessern - stellt dieses Modell eine konservative Abschätzung der mittleren spezifischen Ausstrahlung dar. Für große Flammendurchmesser und Kohlenwasserstoffen als Brandmedien, die mit rußender Flamme verbrennen, sind mit dem Modell OSRAMO II realistischere Berechnungsergebnisse zu erwarten.

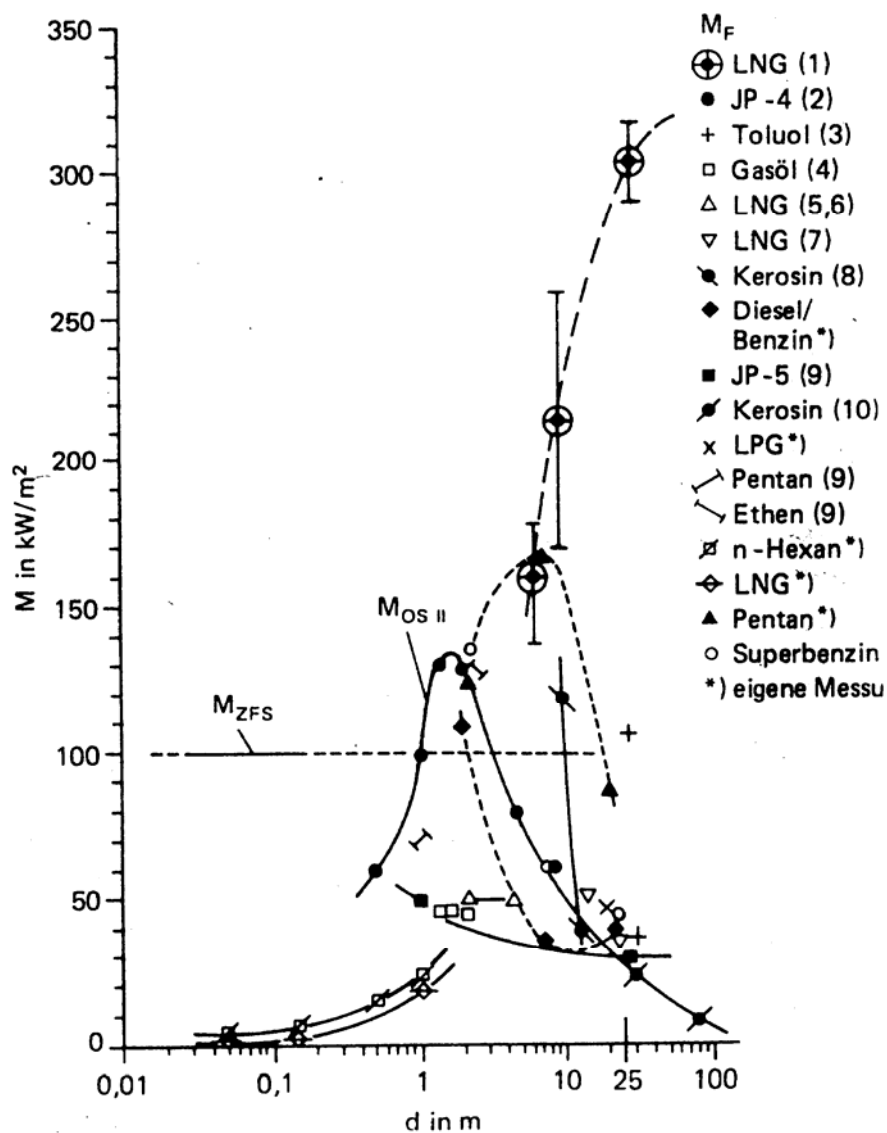


Abbildung A4: Mittlere spezifische Ausstrahlung verschiedener Brandmedien in Abhängigkeit vom Branddurchmesser aus /66/

8.3 Bestimmung der Flammenfläche

Neben der mittleren spezifischen Ausstrahlung der Flamme wird zur Berechnung des übertragenen Wärmestromes die Flammenfläche benötigt, die aus dem Flammendurchmesser und der zeitlich gemittelten Flammenhöhe gebildet wird. Wie die Literaturübersicht in /61/ zeigt, variiert das experimentell oder theoretisch abgeleitete Flammenlänge-Flammendurchmesser-Verhältnis H/d von 0.2 bis 4.5 je nach Durchmesser der Brandfläche, dem Windeinfluss und dem Brennstoff. Außerdem wird darauf hingewiesen, dass die Flammenlänge bei gegebener Flammenbreite mit der Wärme-

strahlung korreliert. Wird bei der Bestimmung der Flammenlänge der relativ kalte Anteil der Rußsäule der Flamme mit einbezogen, kann auch die Wärmestrahlung als integraler Mittelwert über die Zeit und die Fläche nur einen niedrigen Wert einnehmen. Wird hingegen der sichtbare Teil der Flamme als strahlende Fläche in Bezug genommen, so ergibt sich auch eine entsprechend hohe Wärmestrahlung. Daraus resultiert die Notwendigkeit, die in einer Literaturstelle angegebene Wärmestrahlung in Verbindung mit der Flammgeometrie zusammen zu verwenden.

Nach den Angaben in Becker, Huth und Müller /65/ lässt sich die Flammenhöhe H bei einer kreisförmigen Lache mit dem Branddurchmesser d nach folgender Beziehung abschätzen:

$$\frac{H}{d} = 0,2 + 2,6 d^a .$$

Der Exponent a ist abhängig vom Brennstoff, wobei folgende Werte durch den Vergleich mit Messungen bestimmt worden sind:

Brennstoff	Exponent a
Diesel	-1,3
Superbenzin	-0,8
Pentan	-0,5 bis -0,4 (konservativ: -0,4)

Mit zunehmendem Russanteil der Flamme, d. h. höherem Anteil an C-Atomen oder Mehrfachbindungen im Molekül und abnehmender Abbrandrate wird der Exponent a nach -1,3 tendieren. Ob die Gleichungen auch bei Brandherddurchmesser > 15 m einzusetzen sind, müsste noch durch Versuche erhärtet werden. Bei quadratischen Brandherden wird die Breite b gleich dem Durchmesser d gesetzt. Die Flammenlängen für nicht quadratische Brandflächen können nach der Beziehung

$$H = 0,75 \sqrt{\text{Breite} \cdot \text{Tiefe}}$$

abgeschätzt werden, wobei das Verhältnis von Breite/Tiefe >2 sein sollte. Der Bereich von einem quadratischen Brandherd (Breite = Tiefe) bis zum genannten Verhältnis beider Größen wird linear interpoliert.

Eine weitere Möglichkeit zur Abschätzung der Flammenhöhe lässt sich aus der von BURGESS et al. /69/ entwickelten empirischen Beziehung zur Berechnung der Abbrandgeschwindigkeit v_a aus dem Heizwert H_c und der Verdampfungsenthalpie h_v

$$v_a = 1,27 \cdot 10^{-6} \frac{H_c}{h_v + \int_{T_0}^{T_s} c_p dt}$$

und den empirischen Korrelationen von THOMAS /70/ und MOORHOUSE /71/

$$H/d > 3: \frac{H}{d} = 42 \left(\frac{v_a \rho_f}{\rho_{Luft} \sqrt{gd}} \right)^{0,61}$$

$$1 < H/d < 3: \frac{H}{d} = 6,2 \left(\frac{v_a \rho_f}{\rho_{Luft} \sqrt{gd}} \right)^{0,254}$$

ableiten.

6 Literatur

- /1/ SFK-GS-41. BERICHT RISIKOMANAGEMENT IM RAHMEN DER STÖRFALL-VERORDNUNG DES ARBEITSKREISES TECHNISCHE SYSTEME, RISIKO UND VERSTÄNDIGUNGSPROZESSE.
- /2/ CPR 18E; GUIDELINES FOR QUANTITATIVE RISK ASSESSMENT (PURPLE BOOK); COMMITTEE FOR THE PREVENTION OF DISASTERS, THE HAGUE 1999
- /3/ CPR 14E; METHODS FOR CALCULATION OF PHYSICAL EFFECTS (YELLOW BOOK); COMMITTEE FOR THE PREVENTION OF DISASTERS, THE HAGUE (2005)
- /4/ CPR 12E; METHODS FOR DETERMINING AND PROCESSING PROBABILITIES (RED BOOK); COMMITTEE FOR THE PREVENTION OF DISASTERS, THE HAGUE (2005)
- /5/ CPR 16; METHODS FOR CALCULATION OF DAMAGE (GREEN BOOK); COMMITTEE FOR THE PREVENTION OF DISASTERS, THE HAGUE (2005)
- /6/ COVO COMMISSION. RISK ANALYSIS OF SIX POTENTIALLY HAZARDOUS INDUSTRIAL OBJECTS IN THE RIJNMOND AREA, A PILOT STUDY. A REPORT TO THE PUBLIC AUTHORITY. SCHIEDAM: CENTRAL ENVIRONMENT CONTROL AGENCY RIJNMOND (1981)
- /7/ LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA), SIMPLIFIED PROCESS RISK ASSESSMENT; CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY; AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS (2001).
- /8/ BOCK, F.-J., HAVERKAMP, K., MISTELE, J., SHAHVARDIAN, A.: ROGA – EINE METHODE DER RISIKOORIENTIERTEN GEFAHRENANALYSE ZUR ERFÜLLUNG DER ANFORDERUNGEN DER STÖRFALL-VERORDNUNG. TÜ 10, (2006)
- /9/ ARAMIS "ACCIDENTAL RISK ASSESSMENT METHODOLOGY FOR INDUSTRIES IN THE CONTEXT OF THE SEVESO II DIRECTIVE; USER GUIDE; [HTTP://ARAMIS.JRC.IT](http://aramis.jrc.it); (2004).
- /10/ DIN IEC 61511-1 (VDE 0810 TEIL1), FUNKTIONALE SICHERHEIT – SICHERHEITSTECHNISCHE SYSTEME FÜR DIE PROZESSINDUSTRIE. TEIL 1: ALLGEMEINES, BEGRIFFE, ANFORDERUNGEN AN SYSTEM, HARDWARE UND SOFTWARE.
- /11/ LEES, F.,P.; LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIES, VOLUME 1 - 3; BUTTERWORTH-HEINEMANN; OXFORD 2003
- /12/ OREDA; OFFSHORE RELIABILITY DATA, 4TH EDITION; DNV 2002
- /13/ GUIDELINES FOR PROCESS EQUIPMENT RELIABILITY DATA WITH DATA TABLES; CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY OF THE AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS (1989).
- /14/ HAZOP: GUIDELINES TO BEST PRACTICE FOR THE PROCESS AND CHEMICAL INDUSTRIES. EUROPEAN PROCESS SAFETY CENTRE. RUGBY (1999)
- /15/ DIN EN 60812: ANALYSETECHNIKEN FÜR DIE FUNKTIONSFÄHIGKEIT VON SYSTEMEN - VERFAHREN FÜR DIE FEHLZUSTANDSART- UND -AUSWIRKUNGSANALYSE (FMEA), NOVEMBER 2006; BEUTH VERLAG GMBH

- /16/ GUIDELINES FOR CHEMICAL PROCESS QUANTITATIVE RISK ANALYSIS; 2ND EDITION; CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY OF THE AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS (2000)
- /17/ LAURIDSEN, K.; KOZINE, I. MARKERT, F.; ASSESSMENT OF UNCERTAINTIES IN RISK ANALYSIS OF CHEMICAL ESTABLISHMENTS. THE ASSURANCE PROJECT; FINAL SUMMARY REPORT. (2002)
- /18/ VOLLZUGSHILFE ZUR STÖRFALL-VERORDNUNG VOM MÄRZ 2004. BUNDESMINISTERIUM FÜR UMWELT, NATURSCHUTZ UND REAKTORSICHERHEIT (BMU).
- /19/ KAPPELMEIER, R., SOMMER, J., ROSSINELLI, L. U. A.: DAS PAAG-VERFAHREN - METHODIK, ANWENDUNG, BEISPIELE. INTERNATIONALE SEKTION DER IVSS FÜR DIE VERHÜTUNG VON ARBEITSUNFÄLLEN UND BERUFSSKRANKHEITEN IN DER CHEMISCHEN INDUSTRIE. (2002)
- /20/ BARTELS; KAPPELMEIER, R., SOMMER, J. U. A.: GEFAHRENERMITTLUNG, GEFAHRENBEWERTUNG. PRAXISBEWÄHRTE SYSTEMATISCHE METHODEN; INTERNATIONALE SEKTION DER IVSS FÜR DIE VERHÜTUNG VON ARBEITSUNFÄLLEN UND BERUFSSKRANKHEITEN IN DER CHEMISCHEN INDUSTRIE (1997).
- /21/ VDI/VDE RICHTLINIE 2180 BLATT 1 - 4; SICHERUNG VON ANLAGEN DER VERFAHRENSTECHNIK MIT MITTELEN DER PROZESSLEITTECHNIK (PLT) - EINFÜHRUNG, BEGRIFFE, KONZEPTION; BEUTH VERLAG GMBH; 2005 UND 2006
- /22/ HAUPTMANN, U.; KNETSCH, T.; MARX, M.: GEFÄHRDUNGSBÄUME ZUR ANALYSE VON UNFÄLLEN UND GEFÄHRDUNGEN. SCHRIFTENREIHE DER BUNDESANSTALT FÜR ARBEITSSCHUTZ UND ARBEITSMEDIZIN – FORSCHUNG FB 1028, 2004
- /23/ VdTÜV-FORSCHUNGSBERICHT NR. 315; AUFSTELLEN EINES LEITFADENS ZUR ERSTELLUNG UND PRÜFUNG VON SICHERHEITSANALYSEN NACH § 7 STÖRFALL-VERORDNUNG. (1990)
- /24/ DIN 25424-1 ; FEHLERBAUMANALYSE; METHODIK UND BILDZEICHEN; BEUTH VERLAG GMBH; (1981)
- /25/ DIN 25419; EREIGNISABLAUFANALYSE; VERFAHREN GRAPHISCHE SYMBOLE UND AUSWERTUNG; BEUTH VERLAG GMBH; (1985)
- /26/ MOCK, R.: METHODEN ZUR DATENHANDHABUNG IN ZUVERLÄSSIGKEITSANALYSEN; POLYPROJEKT RISIKO UND SICHERHEIT, VDF HOCHSCHULVERLAG AG ETH ZÜRICH. (1995)
- /27/ ERMITTLUNG SICHERHEITSTECHNISCHER KRITERIEN ZUR FLÜSSIGGASTECHNOLOGIE UND HERLEITUNG GEEIGNETER SICHERHEITSSTANDARDS, FACHBAND 2, VERGLEICH DER RISIKEN VON OBER- UND UNTERIRDISCHER LAGERUNG VON FLÜSSIGGAS, FÖRDERKENNZEICHEN BMFT 01RG8402, BAM, 1988.
- /28/ DATEN ZUR PROBABILISTISCHEN SICHERHEITSANALYSE FÜR KERNKRAFTWERKE, FACHKREIS PROBABILISTISCHE SICHERHEITSANALYSE FÜR KERNKRAFTWERKE, BUNDESAMT FÜR STRAHLENSCHUTZ, WIRTSCHAFTSVERLAG NW, BREMERHAVEN, 2005.
- /29/ HAUPTMANN, U. RELIABILITY DATA FOR PROCESS PLANTS. REPORT NO. IAUT-AS 0103, 2003
- /30/ TAYLOR, J.R.; RISK ANALYSIS FOR PROCESS PLANT, PIPELINES AND TRANSPORT, E& FN SPON, LONDON, GLASGOW, NEW YORK, (1994)

- /31/ DOBERSTEIN, H.; HAUPTMANN, U.; HOEMKE, P.: ERMITTLUNG VON ZUVERLÄSSIGKEITSKENNGRÖßEN FÜR CHEMIEANLAGEN, BAND 1 UND 2, GESELLSCHAFT FÜR REAKTORTECHNIK (GRS), GRS-A-1500, 1988.
- /32/ RELIABILITY OF PIPING COMPONENTS, VOL. 4, JULY 1996.
- /33/ TAYLOR, R.J.: THE QUALITY OF QRA'S: SOME PROBLEMS AND SOME SOLUTIONS. PRIVATE INFORMATION
- /34/ COVO COMMISSION. RISK ANALYSIS OF SIX POTENTIALLY HAZARDOUS INDUSTRIAL OBJECTS IN THE RIJNMOND AREA, A PILOT STUDY. A REPORT TO THE PUBLIC AUTHORITY. SCHIEDAM: CENTRAL ENVIRONMENT CONTROL AGENCY RIJNMOND (1981)
- /35/ OFFSHORE HYDROCARBON RELEASES STATISTICS, 1999; OFFSHORE TECHNOLOGY REPORT - OTO 1999 079
- /36/ OFFSHORE HYDROCARBON RELEASES STATISTICS, 2001; HID STATISTICS REPORT; HSR 2001 002
- /37/ OFFSHORE HYDROCARBON RELEASES STATISTICS AND ANALYSIS, 2002; HID STATISTICS REPORT; HSR 2002 002
- /38/ SPOUGE, J.: NEW GENERIC LEAK FREQUENCIES FOR PROCESS EQUIPMENT; PROCESS SAFETY PROGRESS (VOL. 24, No.4)
- /39/ SPOUGE, J.: LEAK FREQUENCIES FROM THE HYDROCARBON RELEASE DATABASE; SYMPOSIUM SERIES No. 151; IChEME 2006
- /40/ TAA-GS-03 ABSCHLUßBERICHT DES ARBEITSKREISES: NOVELLIERUNG DER 2. STÖRFALL-VwV. 1994
- /41/ HSE-REPORT: CANVEY: AN INVESTIGATION OF POTENTIAL HAZARDS FROM OPERATIONS IN THE CANVEY ISLAND/THURROCK AREA; 1978
- /42/ IPO; GUIDELINES FOR THE PREPARATION OF OFF-SITE SAFETY INDUSTRIAL SITES, IPO REPORT PROJECT A-73; THE HAGUE, 1994; RE-95-1, VERSION 2-2-1996, KO-95, KO-96; KO-100 PERFORMED BY TKO WORKING GROUP, 1996
- /43/ DÜPONT, D., LITZ, L., NETTER, P.: LOKALISIERUNG UND ANALYSE VON FEHLERQUELLEN BEIM NUMERISCHEN SIL-NACHWEIS (CLONE). ATP 2 (2008)
- /44/ VDI RICHTLINIE 4006 BLATT 2. MENSCHLICHE ZUVERLÄSSIGKEIT - METHODEN ZUR QUANTITATIVEN BEWERTUNG MENSCHLICHER ZUVERLÄSSIGKEIT. BEUTH VERLAG GMBH, 2003
- /45/ KUCHLING; TASCHENBUCH DER PHYSIK; FACHBUCHVERLAG LEIPZIG-KÖLN, 1994
- /46/ K. WÖRSDÖRFER; BESCHREIBUNG DER THERMODYNAMISCHEN VORGÄNGE UND WECHSELWIRKUNGEN BEI DER FREISETZUNG VON AMMONIAK. DISSERTATION BERGISCHE UNIVERSITÄT GESAMT-HOCHSCHULE WUPPERTAL; 1994
- /47/ VDI-WÄRMEATLAS

- /48/ U. LEBUSER, H.-G. SCHECKER; VERDAMPFUNG VON FLÜSSIGKEITEN AUS OFFENEN LACHEN. DE-
CHEMA-MONOGRAPHIEN, BAND 197, 1987
- /49/ F. BRISCOE, P. SHAW; PROG. ENERGY COMB. SCI. (1980)
- /50/ U. LEBUSER; EXPERIMENTELLE UND THEORETISCHE UNTERSUCHUNGEN ZUR VERDUNSTUNG AUS
FLÜSSIGKEITSLACHEN. DISSERTATION UNI. DORTMUND 1989
- /51/ S. DEUTSCH; VERDUNSTUNG AUS FLÜSSIGKEITSLACHEN UNTER ATMOSPHERISCHEN BEDINGUNGEN.
DISSERTATION UNI. DORTMUND 1995
- /52/ D. MACKAY, R. S. MATSUGU. EVAPORATION RATES OF LIQUID HYDROCARBON SPILLS ON LAND
AND WATER. THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING, VOL. 51, 1973.
- /53/ M. SCHATZMANN; AUFTRIEBSSTRAHLEN IN NATÜRLICHEN STRÖMUNGEN - ENTWICKLUNG EINES
MATHEMATISCHEN MODELLS; DISSERTATION UNI. KARLSRUHE, 1976
- /54/ M. SCHATZMANN; AN INTEGRAL MODEL OF PLUME RISE; ATMOSPHERIC ENVIRONMENT VOL. 13, 1979
- /55/ M. SCHATZMANN; AUSBREITUNG VON PROPANGAS - FREISTRAHLEN AUS INNENLIEGENDEN 1“-
SICHERHEITSVENTILEN VON BEHÄLTERN NACH DIN 4680 / 4681; GUTACHTEN IM AUFTRAG DES
DVFG; 1990
- /56/ VDI-RICHTLINIE 3783 BLATT 1; AUSBREITUNG VON STÖRFALLBEDINGTEN FREISETZUNGEN - SI-
CHERHEITSANALYSE, BEUTH VERLAG GMBH
- /57/ VDI-RICHTLINIE 3783 BLATT 2; AUSBREITUNG VON STÖRFALLBEDINGTEN FREISETZUNGEN SCHWE-
RER GASE - SICHERHEITSANALYSE, BEUTH VERLAG GMBH
- /58/ A.C. VAN DEN BERG. A FRAMEWORK FOR VAPOUR CLOUD EXPLOSION BLAST PREDICTION. JOURNAL
OF HAZARDOUS MATERIALS. 12 (1985), 1-10.
- /59/ K.G. KINSELLA. A RAPID ASSESSMENT METHODOLOGY FOR THE PREDICTION OF VAPOUR CLOUD
EXPLOSION OVERPRESSURE. PROCEEDINGS OF THE INTERNATIONAL CONFERENCE AND EXHIBITION
ON SAFETY, HEALTH AND LOSS PREVENTION IN THE OIL, CHEMICAL AND PROCESS INDUSTRIES,
SINGAPORE.
- /60/ G. SEEGER: UNTERSUCHUNG DER WÄRMEÜBERTRAGUNG DURCH STRAHLUNG VON EINEM BREN-
NENDEN OBJEKT AUF DIE UMGEBUNG ARBEITSGEMEINSCHAFT FEUERSCHUTZ (1974)
- /61/ R. BECKER, W. HUTH, E. MÜLLER: LAGERUNG BRENNBARER STOFFE. TÜ Bd. 32 (1991), NR. 4
- /62/ W. BRÖTZ, A. SCHÖNBUCHER: WÄRME- UND STOFFTRANSPORT IN TANKFLAMMEN.
CHEM.-ING.-TECH. 50 (1978), NR. 8
- /63/ A. SCHÖNBUCHER, W. BRÖTZ, CH. BALLUFF, D. GÖCK, N. SCHIEß: ERFORSCHUNG VON SCHA-
DENSFEUERN FLÜSSIGER KOHLENWASSERSTOFFE ALS BEITRAG ZUR SICHERHEIT VON CHEMIEAN-
LAGEN. CHEM.-ING.-TECH. 57 (1985) NR. 10
- /64/ P.G. SEEGER: WÄRMEÜBERTRAGUNG DURCH STRAHLUNG UND KONVEKTION BEI TANKBRÄNDEN
ALS BASIS FÜR BRANDSCHUTZTECHNISCHE MAßNAHMEN. GWF-GAS/ERDGAS 120 (1979) 1.
- /65/ R. BECKER, W. HUTH, E. MÜLLER. BERECHNUNG VON ERFORDERLICHEN ABSTÄNDEN ZU MÖGLI-
CHEN BRANDLASTEN. FLÜSSIGGAS HEFT 5/91

- /66/ A. SCHÖNBUCHER, D. GÖCK, R. FIALA, X. ZHANG. DAS EXPERIMENTELL VALIDIERTE BALLEN-STRAHLUNGSMODELL OSRAMO (TEIL 1). TÜ Bd. 33 (1992) NR. 4
- /67/ A. SCHÖNBUCHER, D. GÖCK, R. FIALA, X. ZHANG. DAS EXPERIMENTELL VALIDIERTE BALLEN-STRAHLUNGSMODELL OSRAMO (TEIL 2). TÜ Bd. 33 (1992) NR. 6.
- /68/ CH. KUHR, A. SCHÖNBUCHER. ZUR FESTLEGUNG VON ABSTÄNDEN ZWISCHEN INDUSTRIEANLAGEN UND SCHUTZOBJEKTEN FÜR DAS EREIGNIS LACHENBRAND. 6. FACHTAGUNG ANLAGEN-, ARBEITS- UND UMWELTSICHERHEIT. KÖTHEN, 2002
- /69/ D. BURGESS, M. HERTZBERG. HEAT TRANSFER IN FLAMES, S. 413, (EDS. AFGAN, N.; BEER, J.) JOHN WILEY, NEW YORK 1974
- /70/ P. H. THOMAS, THE SIZE OF FLAMES FROM NATURAL FIRES. 9TH SYMP. (INT.) ON COMBUSTION, THE COMBUSTION INSTITUTE, PITTSBURGH 1963
- /71/ J. MOORHOUSE. SCALING CRITERIA FOR POOL FIRES DERIVED FROM LARGE SCALE EXPERIMENTS. I. CHEM. ENG. SYMP. SER., NR. 71 (1982)
- /72/ SFK-GS-28 BERICHT „KONZEPT ZUR BEGRÜNDUNG DER KONZENTRATIONSLEITWEITE IM STÖRFALL DES ARBEITSKREISES SCHADSTOFFE (LUFT) DER SFK“, 1999
- /73/ SFK/TAA-GS-01-LEITFADEN: EMPFEHLUNGEN FÜR ABSTÄNDE ZWISCHEN BETRIEBSBEREICHEN NACH DER STÖRFALL-VERORDNUNG UND SCHUTZBEDÜRFTIGEN GEBIETEN IM RAHMEN DER BAULEITPLANUNG - UMSETZUNG § 50 BImSchG. 2006
- /74/ FRANKS, A.P.; HARPER, P.J., BILO, M.. THE RELATIONSHIP BETWEEN RISK OF DEATH AND RISK OF DANGEROUS DOSE FOR TOXIC SUBSTANCES. JOURNAL OF HAZARDOUS MATERIALS 51 (1996) 11 - 34.
- /75/ G. UELPENICH. FREISETZUNG DRUCKVERFLÜSSIGTER GASE: GEFÄHRDUNGSBEURTEILUNG. BRANDSCHUTZ / DEUTSCHE FEUERWEHRZEITUNG. 10/1993. S. 696-702
- /76/ AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS, CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY. GUIDLINE FOR EVALUATION THE CHARACTERISTICS OF VAPOR CLOUD EXPLOSIONS, FLASH FIRES, AND BLEVES. 1994
- /77/ PREN 1473:2005; ANLAGEN UND AUSRÜSTUNG FÜR FLÜSSIGERDAS . AUSLEGUNG VON LANDSEITIGEN ANLAGEN; DEUTSCHE FASSUNG, BEUTH VERLAG
- /78/ MAILLETTE, J.; BIRK, A.M.: REVIEW OF INJURY CRITERIA FROM EXPOSURE TO HEAT. PVP – VOL. 333. INTEGRITY OF STRUCTURE AND FLUID SYSTEMS, HAZARDOUS RELEASE PROTECTION, PIPING AND PIPE SUPPORTS AND PUMP AND VALVES. ASME 1996
- /79/ UBA BERICHT „ERMITTLUNG UND BERECHNUNG VON STÖRFALLABLAUFSZENARIEN NACH MAßGABE DER 3. STÖRFALLVERWALTUNGSVORSCHRIFT“; FORSCHUNGS- UND ENTWICKLUNGSVORHABEN 204 09 428
- /80/ FORSCHUNGSBERICHT 104 09 211, UBA-FB 92-026, „MUSTERSICHERHEITSANALYSE NACH STÖRFALL-VERORDNUNG FÜR EIN SPRENGSTOFFFABRIK“ VON DER BAM (1992)
- /81/ BGR 104: REGELN FÜR DAS VERMEIDEN DER GEFAHREN DURCH EXPLOSIONSFÄHIGE ATMOSPHERE MIT BEISPIELSAMMLUNG (EXPLOSIONSSCHUTZ-REGELN - EX-RL)

- /82/ U. CABELKA; BRÄNDE IN PFLANZENSCHUTZMITTELLÄGERN; TÜ 34, NR. 11 (1993)
- /83/ M. R. MARSHALL. THE EFFECT OF VENTILATION ON THE ACCUMULATION AND DISPERSAL OF HAZARDOUS GASES. 4TH INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON LOSS PREVENTION AND SAFETY PROMOTION IN THE PROCESS INDUSTRIES. (1983)
- /84/ BEERENS, H.I., POST, J.G.. THE USE OF GENERIC FAILURE FREQUENCIES IN QRA: THE QUALITY AND USE OF FAILURE FREQUENCIES AND HOW TO BRING THEM UP-TO-DATE. JOURNAL OF HAZARDOUS MATERIALS 130 (2006), S. 265-270
- /85/ SFK-GS-45: LEITFADEN SCHNITTSTELLE NOTFALLPLANUNG (2005)
- /86/ SAFETY EQUIPMENT RELIABILITY HANDBOOK. EXIDA.COM LLC. (2007)
- /87/ WWW.PRONUSS.DE
- /88/ WWW.ITEMSOFT.COM
- /89/ COX, A.W.; LEES, F.P.; ANG M.L.: CLASSIFICATION OF HAZARDOUS LOCATIONS, BUTTERWORTH-HEINEMANN, IChEME (1990).
- /90/ SPENCER, H.; REW, P.J.: IGNITION PROBABILITY OF FLAMMABLE GASES, CONTRACT RESEARCH REPORT 146/1997 PREPARED BY WS ATKINS SAFETY AND RELIABILITY FOR THE HEALTH AND SAFETY EXECUTIVE, HSE BOOKS, SUDBURY, 1997. ONLINE AT: [HTTP://WWW.HSE.GOV.UK/RESEARCH/CRR_PDF/1997/CRR97146.PDF](http://WWW.HSE.GOV.UK/RESEARCH/CRR_PDF/1997/CRR97146.PDF)
- /91/ DAYCOCK, J.H.; REW, P.J.: DEVELOPMENT OF A METHOD FOR THE DETERMINATION OF ON-SITE IGNITION PROBABILITIES, RESEARCH REPORT 226, PREPARED BY WS ATKINS CONSULTANTS LTD FOR THE HEALTH AND SAFETY EXECUTIVE, HSE BOOKS, SUDBURY, 2004. ONLINE AT: [HTTP://WWW.HSE.GOV.UK/RESEARCH/RRPDF/RR226.PDF](http://WWW.HSE.GOV.UK/RESEARCH/RRPDF/RR226.PDF)
- /92/ MANSFIELD, D.; ABERDEEN, D.; CONNOLLY, S.; SCANLON, M.: PLANT SPECIFIC IGNITION PROBABILITY MODEL AND CORRELATIONS FOR USE IN ONSHORE AND OFFSHORE QRA; SYMPOSIUM SERIES No. 151; CROWN 2006
- /93/ GESTIS-STOFFDATENBANK - GEFAHRSTOFFINFORMATIONSSYSTEM DER GEWERBLICHEN BERUFGENOSSENSCHAFTEN. [HTTP://WWW.DGUV.DE/BGIA/DE/GESTIS/STOFFDB/INDEX.JSP](http://WWW.DGUV.DE/BGIA/DE/GESTIS/STOFFDB/INDEX.JSP)
- /94/ AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS, CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY. GUIDLINE FOR EVALUATION THE CHARACTERISTICS OF VAPOR CLOUD EXPLOSIONS, FLASH FIRES, AND BLEVES. 1994
- /95/ DEHN+SÖHNE. BLITZSCHUTZ, ÜBERSpannungSSCHUTZ, ARBEITSSCHUTZ. ISBN 3-00-015976-2, 2005

Impressum

Herausgeber: Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie
Pillnitzer Platz 3, 01326 Dresden
Internet: <http://www.smul.sachsen.de/lfulg>

Autoren: Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung (BAM)
Arbeitsgruppe „Explosionsschutz und Risikobewertung“
Fachgruppe II. 1 „Gase, Gasanlagen“
Yvonne Drewitz
Dr. Bernd Schalau
Unter den Eichen 87, 12205 Berlin
Telefon: 030 81044496
Telefax: 030 81041217
E-Mail: bernd.schalau@bam.de

Redaktion: Sächsisches Landesamt für Umwelt, Landwirtschaft und Geologie
Abteilung Klima, Luft, Lärm, Strahlen
Matthias Knüpfer
Söbrigener Straße 3a, 01326 Dresden
Telefon: 0351 2612-5205
Telefax: 0351 2612-5299
E-Mail: Matthias.Knuepfer@smul.sachsen.de

Endredaktion: Öffentlichkeitsarbeit
Präsidialabteilung

ISSN: 1867-2868

Redaktionsschluss: Juli 2009

Für alle angegebenen E-Mail-Adressen gilt:

Kein Zugang für elektronisch signierte sowie für verschlüsselte elektronische Dokumente

Verteilerhinweis

Diese Informationsschrift wird von der Sächsischen Staatsregierung im Rahmen der Öffentlichkeitsarbeit herausgegeben. Sie darf weder von Parteien noch von Wahlhelfern zum Zwecke der Wahlwerbung verwendet werden. Dies gilt für alle Wahlen.