

## **Arbeitsgruppe Flüssiggas-Tankanlagen**

1. Ausgabe vom 11. Dezember 1992

# **Rahmenbericht Flüssiggas-Tankanlagen**

**zum Kurzbericht und zur Risikoermittlung**

**im Hinblick auf die Störfallvorsorge**



---

## Impressum

An diesem Bericht haben im Rahmen der Arbeitsgruppe Flüssiggas-Tankanlagen mitgewirkt:

|                          |  |   |
|--------------------------|--|---|
| Bund                     | Dr. M. Schiess                                     | BUWAL, Bern   |
| Kantonale Behörden       | G. Fiolka  | Amt für Umweltschutz, St. Gallen (Vorsitz)                              |
|                          | Dr. F. Berdat                                      | Kant. Amt für Gewerbe, Industrie und Arbeit, Bern                       |
|                          | Dr. W. Funk  | Koordinationsstelle für Störfallvorsorge, Zürich                        |
|                          | Dr. J. Hansen                                      | Koordinationsstelle für Störfallvorsorge, Zürich                        |
|                          | Dr. A. Stämpfli                                    | Amt für Umweltschutz, St. Gallen (Protokoll)                            |
|                          | Dr. R. Rengier                                     | Kant. Laboratorium, Sekt. Chemiesicherheit, Aarau<br>(bis Mai 1992)     |
|                          | Dr. R. Dumont                                      | Kant. Laboratorium, Sekt. Chemiesicherheit, Aarau<br>(ab Juni 1992)     |
|                          | Dr. Ph. Perrier                                    | Service de Lutte contre les Nuisances, Epalinges                        |
| Prüfstellen und Experten | F. Scheller  | SUVA, Luzern  |
|                          | E. Votapek   | Techn. Inspektorat des Schweiz. Gasfaches, Zürich<br>(bis Oktober 1992) |
|                          | H.J. Lüscher                                       | Techn. Inspektorat des Schweiz. Gasfaches, Zürich<br>(ab November 1992) |
|                          | P. Scholten  | Holinger AG, Baden  |
| Flüssiggasbranche        | C. Dällenbach                                      | elf-oil (switzerland) SA, Péry  |
|                          | P. Heusi   | ESSO (Schweiz), Zürich  |
|                          | J. Ruckstuhl                                       | SHELL (Switzerland), Zürich   |
|                          | A. Schneider                                       | PanGas, St. Gallen  |
|                          | P. Schmidlin                                       | Furrer AG, St. Gallen   |
| Verfasser                | Basler & Hofmann, Ingenieure und Planer AG, Zürich |   |
|                          | Dr. F. Gmünder, Dipl. Natw. ETH (Projektleitung)   |   |
|                          | H. Fierz, Dipl. Phys. ETH                          |   |
|                          | C. Marugg, Dipl. Masch.-Ing. ETH                   |   |
|                          | Dr. M. Wolfer, Dipl. Chem. ETH                     |   |

Der Rahmenbericht kann zum Preis von Fr. 150.-- bezogen werden bei:  
Basler & Hofmann, Ingenieure und Planer AG, Forchstr. 395,  
CH-8029 Zürich; Tel. 01 / 387 11 22

## Vorwort

Im Artikel 10 des Umweltschutzgesetzes vom 7. Oktober 1983 sind die grundsätzlichen Forderungen zum Schutze der Bevölkerung und der Umwelt vor schweren Schädigungen infolge von ausserordentlichen Ereignissen in Betrieben mit Stoffen oder Mikroorganismen festgelegt. Gestützt auf diese Bestimmungen setzte der Bundesrat die Verordnung über den Schutz vor Störfällen (Störfallverordnung, StFV) auf den 1. April 1991 in Kraft. Damit ergaben sich für die betroffenen Betriebe und die Behörden neue Aufgaben. Betriebsinhaber haben die Verpflichtung, eigenverantwortlich alle geeigneten Massnahmen zu treffen, welche das Risiko für Bevölkerung und Umwelt infolge von Störfällen vermindern. Anhand des eingereichten Kurzberichts hat die Behörde die getroffenen Sicherheitsmassnahmen zu prüfen und das im Betrieb vorhandene Potential für schwere Schädigungen zu beurteilen. Allenfalls ergibt sich die Notwendigkeit einer weitergehenden Risikoermittlung oder zusätzlicher Sicherheitsmassnahmen.

Wegen der Eigenschaften von Propan und Butan (Flüssiggasen) stellen sich immer wieder ähnliche Fragestellungen hinsichtlich der Abschätzung möglicher Folgen infolge von Störfällen. Die Flüssiggasbranche der Schweiz hat daher auf Anregung der Kantone die übersichtliche und verständliche Darstellung allgemein gültiger Grundlagen in einem Rahmenbericht in Auftrag gegeben. Der vorliegende Bericht soll ausserdem ein Leitfaden für die Erstellung des Kurzberichtes oder einer allfälligen Risikoermittlung sein. Bei der Erarbeitung des Berichtes wurden die Anregungen des BUWAL, der Kantone und von Experten sowie die Anliegen der Flüssiggasbranche berücksichtigt. Damit verfügen die Inhaber von Betrieben mit Flüssiggas-Tankanlagen, die zuständigen Vollzugsbehörden und das BUWAL über ein Arbeitsinstrument, das die verschiedenen Kurzberichte und Risikoermittlungen gesamtschweizerisch vergleichbar macht.

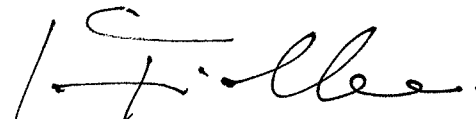
Der Aufwand von Betrieben und Behörden, um diese neuen Anforderungen hinsichtlich Umweltschutz und Störfallvorsorge zu erfüllen, soll in einem vernünftigen Verhältnis zum Nutzen stehen. Der vorliegende Rahmenbericht leistet dazu einen wesentlichen Beitrag.

BUWAL  
Sektion Sicherheitstechnik



(Dr. Ernst Berger)

Amt für Umweltschutz St. Gallen  
Abt. Stoffe und Abfälle



(Gerhard Fiolka)

## Inhaltsverzeichnis

|            |  |           |
|------------|--|-----------|
| <b>1.</b>  | <b>Einleitung</b>  | <b>1</b>  |
| 1.1        | Zielsetzung  | 1         |
| 1.2        | Systemabgrenzung   | 2         |
| 1.3        | Geltungsbereich und Verfahren beim Vollzug der Störfallverordnung                            | 4         |
| <br>       |  |           |
| <b>2.</b>  | <b>Eigenschaften und Brandverhalten von Flüssiggas</b>                                       | <b>7</b>  |
| 2.1        | Allgemeines  | 7         |
| 2.2        | Physikalische und chemische Eigenschaften  | 7         |
| <br>       |  |           |
| <b>3.</b>  | <b>Beschreibung von Flüssiggas-Tankanlagen</b>   | <b>11</b> |
| 3.1        | Vorschriften für Flüssiggas-Tankanlagen  | 11        |
| 3.2        | Überflurtanks  | 12        |
| 3.3        | Erdgedeckte Tanks  | 15        |
| <br>       |  |           |
| <b>4.</b>  | <b>Kurzbericht</b>   | <b>17</b> |
| 4.1        | Anforderungen an den Kurzbericht   | 17        |
| 4.2        | Erstellung des Kurzberichtes   | 18        |
| <br>       |  |           |
| <b>5.</b>  | <b>Risikoermittlung</b>  | <b>24</b> |
| 5.1        | Leitgedanken und Grundsätze beim Erstellen einer Risikoermittlung (Anhang 4.1 Ziffer 1 StFV) | 24        |
| 5.2        | Grunddaten (Anhang 4.1 Ziffer 2 StFV)  | 25        |
| 5.3        | Analyse pro Untersuchungseinheit (Anhang 4.1 Ziffer 3 StFV)                                  | 26        |
| 5.4        | Schlussfolgerungen (Anhang 4.1 Ziffer 4 StFV)  | 28        |
| 5.5        | Zusammenfassung der Risikoermittlung (Anhang 4.1 Ziffer 5 StFV)                              | 30        |
| <br>       |  |           |
|            | <b>ANHANG A: Methodik</b>  | <b>31</b> |
| <br>       |  |           |
| <b>A1.</b> | <b>Vorgehen</b>  | <b>32</b> |
| A1.1       | Allgemeines  | 32        |
| A2.2       | Fehlerbaumanalyse  | 32        |
| A2.3       | Ereignisbaumanalyse  | 34        |
| <br>       |  |           |
|            | <b>ANHANG B: Freisetzungsvorgänge</b>  | <b>37</b> |
| <br>       |  |           |
| <b>B1.</b> | <b>Einleitung</b>  | <b>38</b> |
| <br>       |  |           |
| <b>B2.</b> | <b>Kommentare zu den Fehlerbäumen</b>  | <b>42</b> |
| <br>       |  |           |
|            | <b>ANHANG C: Wirkungen</b>   | <b>55</b> |

|   |            |
|---|------------|
| <b>C1. Ereignisbäume</b>                                    | <b>56</b>  |
| C1.1 Ereignisbaum: Grosse, spontane Freisetzung             | 56         |
| C1.2 Ereignisbaum: Kontinuierliche Gasfreisetzung           | 59         |
| <b>C2. Rechenmodelle</b>                                    | <b>63</b>  |
| C2.1 Austritt von Flüssiggas                                | 63         |
| C2.2 Quellterme   | 65         |
| C2.3 Ausbreitung  | 70         |
| C2.4 Brand  | 72         |
| C2.5 Gaswolkenexplosionen                                   | 78         |
| C2.6 Evakuierung  | 82         |
| <b>ANHANG D: Folgen für die Bevölkerung und die Umwelt</b>  | <b>83</b>  |
| <b>D1. Einleitung</b>                                       | <b>84</b>  |
| <b>D2. Umgebungsfaktoren</b>                                | <b>85</b>  |
| D2.1 Topographische und klimatische Voraussetzungen         | 85         |
| D2.2 Tageszeit und Exposition der Bevölkerung               | 85         |
| D2.3 Umsetzung in der Risikoermittlung                      | 86         |
| <b>D3. Erstellung des W-A Diagramms</b>                     | <b>87</b>  |
| <b>ANHANG E: Wirkung seitlicher Brandlasten</b>             | <b>89</b>  |
| <b>E1. Einleitung</b>                                       | <b>90</b>  |
| <b>E2. Verwendete Parameter und Modelle</b>                 | <b>90</b>  |
| E2.1 Brand  | 90         |
| E2.2 Tank   | 90         |
| E2.3 Tankposition   | 91         |
| E2.4 Verwendete Formeln und Modelle                         | 91         |
| <b>E3. Berechnungen</b>                                     | <b>93</b>  |
| E3.1 Berechnung der Brandfläche                             | 93         |
| F3.2 Abblasleistung der Sicherheitsventile                  | 94         |
| <b>ANHANG F: Physikalische Eigenschaften von Flüssiggas</b> | <b>97</b>  |
| <b>ANHANG G: Literaturverzeichnis</b>                       | <b>101</b> |

# 1. Einleitung

## 1.1 Zielsetzung

Der Bundesrat hat die Verordnung über den Schutz vor Störfällen (SR 814.012, Störfallverordnung, StFV [45]) auf den 1. April 1991 in Kraft gesetzt. Von der Störfallverordnung erfasst werden Betriebe, in denen bestimmte Mengen an gefährlichen Stoffen, Erzeugnissen oder Sonderabfällen vorhanden sind. Betriebe, die mehr als 20'000 kg Propan oder Butan (in der Folge als Flüssiggas bezeichnet) besitzen, unterliegen der Störfallverordnung, und der Inhaber hat einen Kurzbericht zu Händen der Vollzugsbehörde zu erstellen. Ergibt die Beurteilung des Kurzberichts und eine allfällige Besichtigung vor Ort, dass die Annahme nicht zulässig ist, dass eine schwere Schädigung für die Bevölkerung oder die Umwelt infolge von Störfällen nicht zu erwarten ist, verfügt sie eine Risikoermittlung.

Ziel

Der vorliegende Rahmenbericht "Flüssiggas-Tankanlagen" hat zum Ziel, die für den Kurzbericht und eine allfällige Risikoermittlung notwendigen Berechnungsgrundlagen und Modelle bereitzustellen. Damit soll zweierlei erreicht werden:

1. Der Inhaber soll im Verhältnis zum Gefahrenpotential mit geringem Aufwand in der Lage sein, den geforderten Kurzbericht und die allfällige Risikoermittlung zu erstellen.
2. Die Behörde erhält ein Instrument zur Überprüfung der Angaben des Inhabers. Zudem wird durch die Systematisierung erreicht, dass die verschiedenen Berichte und die darin deklarierten Tragweiten und Risiken gesamtschweizerisch vergleichbar sind.

Vorgaben

Mit Rücksicht auf die oben erwähnten Punkte wurde mit den folgenden Vorgaben gearbeitet:

- Die vorgestellten Modelle sind, wo immer möglich, der Literatur entnommen.

- Wenn mehrere etwa gleichwertige Modelle zur Auswahl standen, wurde den leichter anwendbaren den Vorzug gegeben. In einigen Fällen wurden verschiedene Modelle einander gegenübergestellt.
- Der Kurzbericht bzw. eine allfällige Risikoermittlung sollte im Normalfall auch ohne Einsatz von Computerprogrammen durchführbar sein. Es sollte jedoch immer im Einzelfall geprüft werden, ob es erforderlich ist, bei vertieften Betrachtungen geeignete Computerprogramme zur Ergänzung heranzuziehen.
- Das Resultat des Kurzberichtes soll die Tragweite des schlimmstmöglichen Störfalles in bezug auf die Bevölkerung darstellen.
- Als Resultat der Risikoermittlung soll die Erstellung eines Ausmass-Wahrscheinlichkeits-Diagramms, wie es im Anhang G im Handbuch I zur StfV [17] beschrieben ist, möglich sein.

#### Abgrenzungen

Von den in diesem Bericht vorgelegten Überlegungen getrennt zu betrachten ist der Stand der Technik (Regelungen und Vorschriften, beispielsweise zu Werkstoffen, Dimensionierung von Bauelementen oder Schutzabständen). Es ist die Aufgabe der Vollzugsbehörden, die Resultate von Kurzberichten und Risikoermittlungen zu beurteilen und Entscheide zu fällen.

#### Würdigung

Die Arbeiten auf dem Gebiet "Sicherheit von Flüssiggas-Tankanlagen" sind zurzeit im Fluss. Es hätte den Rahmen dieses Projektes weit überschritten, einen vollständigen Überblick über alle nationalen und internationalen Aktivitäten zu geben. Die Arbeitsgruppe ist sich der dadurch und durch die Komplexität des Gebietes entstandenen möglichen Lücken bewusst. Es handelt sich somit nicht um eine abschliessende Arbeit. Die Arbeitsgruppe glaubt aber, dass sie die verfügbaren wichtigsten Grundlagen zusammengetragen hat.

## 1.2 Systemabgrenzung

Der vorgesehene Rahmenbericht soll auf oberirdische und erdverlegte Flüssiggastanks mit einem Fassungsvermögen zwischen 20 und 150 Tonnen Propan oder Butan anwendbar sein. Er kann sinngemäss auch für grössere Flüssiggasanlagen verwendet werden, mit der Massgabe, eventuelle Einschränkungen, Vereinfachungen oder Ausschlüsse dieses Rah-

menberichtes auf ihre Anwendbarkeit hin für den jeweiligen Fall zu überprüfen.

Das zu betrachtende System umfasst:

- den Tank samt Armaturen (Abschn. 3.2.1 und 3.3.1)
- die Produkteleitung im Nahbereich des Tanks, soweit die Sicherheit des Tanks davon betroffen sein kann <sup>1</sup>.
- den Umschlag
- Auslöser aus der Umgebung
- die betroffene Bevölkerung

Als Schutzobjekte werden im Rahmenbericht vorrangig nur Personen betrachtet. Es sind jedoch ebenfalls auch Wechsel- und Folgewirkungen von Ereignissen in und ausserhalb der Anlage zu behandeln, und es sind die betroffenen Sachwerte und die Umwelt (z.B. Wald) zu berücksichtigen. Die vorstehend genannten Bereiche sind jedoch zu anlagespezifisch und sollten deshalb nicht in einem Rahmenbericht abgehandelt werden. Da Flüssiggas weder humantoxisch noch wassergefährdend ist, beschränken sich die folgenden Überlegungen auf das Brand- und Explosionsverhalten sowie physikalische Explosionen (Behälterbersten).

---

<sup>1</sup>Die im folgenden aufgeführten, weiteren Elemente sind nicht Gegenstand der Betrachtungen in diesem Rahmenbericht. Sie müssen jedoch bei der Abschätzung des Risikos des Gesamtbetriebs in die Überlegungen miteinbezogen werden.

Druckreduzierventile: Je nach Situation wird der Druck direkt beim Tank oder aber erst an einer anderen Stelle mittels Druckreduzierventilen auf die gewünschte Grösse reduziert.

Verdampfer: Die Brennstoffentnahme erfolgt vorzugsweise aus der Gasphase. Ist die Entnahmeleistung jedoch zu gross, d.h. würde sich der Tank durch die entzogene Verdampfungswärme zu stark abkühlen, wird Gas aus der flüssigen Phase entnommen und über einen Verdampfer geleitet.

Leitungssystem und Verbrauchseinrichtung: Die Gas- bzw. Flüssigkeitsleitungen werden nur im Nahbereich des Behälters durch den Rahmenbericht abgedeckt. Das übrige Leitungssystem wie auch die Verbrauchseinrichtung (Brenner, Abfüllanlage etc.) müssen jedoch betriebsspezifisch untersucht werden.



### 1.3 Geltungsbereich und Verfahren beim Vollzug der Störfallverordnung

Die Sicherheit von Flüssiggas-Tankanlagen mit den zugehörigen Installationen wird durch technische Erlasse und Richtlinien geregelt (Abschn. 3.1).

Art. 10 USG

Gemäss Art. 10 (Katastrophenschutz) des Umweltschutzgesetzes (USG) muss der Betreiber von Flüssiggas-Tankanlagen die notwendigen Massnahmen zum Schutz der Bevölkerung und der Umwelt vor schweren Schädigungen infolge ausserordentlicher Ereignisse treffen. Art. 10 USG wird durch die seit dem 1. April 1991 in Kraft gesetzte Störfallverordnung (StFV [45]) konkretisiert.

Geltungsbereich der StFV

Flüssiggas-Tankanlagen ab einem maximalen Füllgewicht von 20 Tonnen sind der StFV unterstellt (StFV Anhang 1 Ziffer 42 [45]).

Anlagen unter 20 Tonnen können in Ausnahmefällen der Verordnung unterstellt werden, wenn sie aufgrund ihres Gefahrenpotentials die Bevölkerung oder die Umwelt schwer schädigen können (Auffangtatbestand, Art. 1 Abs. 3 StFV [45]). Als Kriterium für die Anwendung von Art. 1 Abs. 3 StFV [45] könnten unter Umständen die im Abschn. 4.2 dieses Berichts angegebenen Verfahren herangezogen werden.

Instrumentarium der StFV

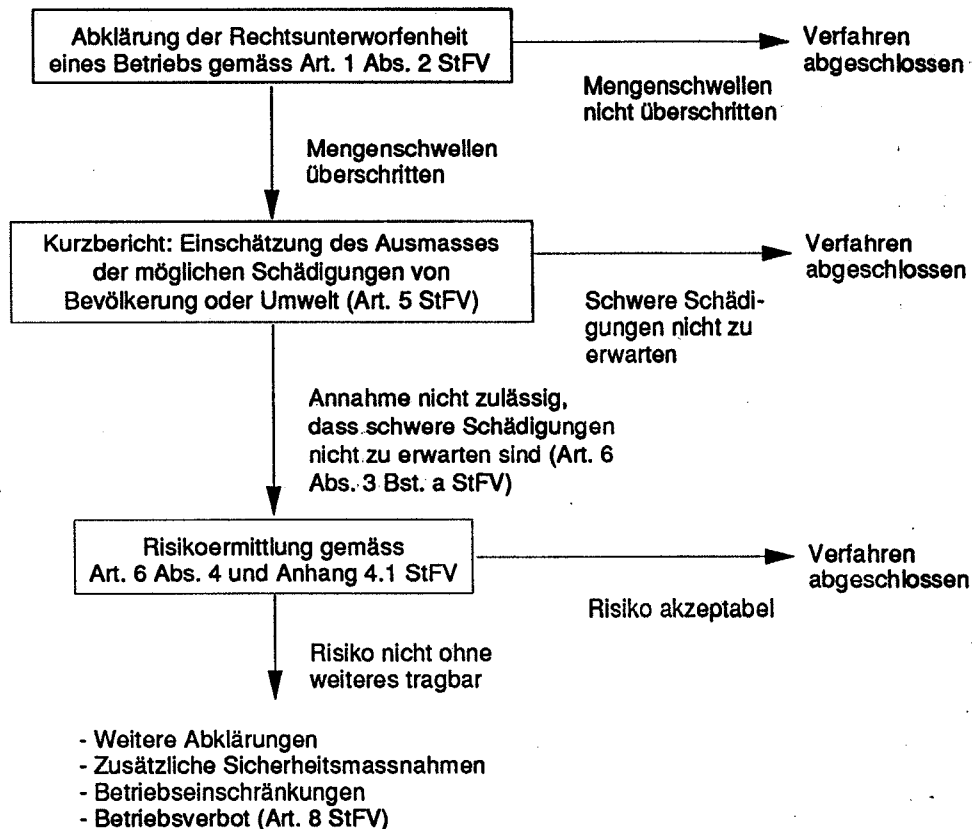
Das Instrumentarium der StFV [45] besteht aus einem zweistufigen Verfahren (Figur 1). Der Verordnung unterstellte Betriebe haben im ersten Schritt einen Kurzbericht einzureichen. Die Vollzugsbehörde prüft, ob der Kurzbericht vollständig und richtig ist.

Art. 6 Abs. 3 StFV

"Sie [die Vollzugsbehörde, Anm. der Verfasser] beurteilt, nach einer allfälligen Besichtigung vor Ort, ob die Annahme zulässig ist, dass:

- a. bei Betrieben schwere Schädigungen für die Bevölkerung oder die Umwelt infolge von Störfällen nicht zu erwarten sind;
- b. (...).

Ist diese Annahme nicht zulässig, so verfügt sie, dass der Inhaber eine Risikoermittlung nach Anhang 4 [der StFV, Anm. der Verfasser] erstellen muss."



Figur 1. Verfahren und Instrumente der StFV. Der vorliegende Rahmenbericht ist ein Hilfsmittel für die Erstellung und Prüfung des Kurzberichtes und anlagespezifischen Risikoermittlungen (Vereinfachte Darstellung des Ablaufes).

Die Risikoermittlung dient als Grundlage für den behördlichen Entscheid, ob das Risiko tragbar ist.

**Kurzbericht des Inhabers**

Für bestehende Anlagen muss bis zum 1. April 1993 ein Kurzbericht eingereicht werden. Für geplante Anlagen ist dieser in der Regel zusammen mit dem Baugesuch einzureichen<sup>2</sup>. Die inhaltlichen Anforderungen werden im Art. 5 Abs. 1 StFV [45] sowie im Handbuch I zur StFV [17] vorgegeben (s. Abschn. 2.4.1).

Der Kurzbericht muss ergänzt werden, wenn sich die Verhältnisse wesentlich geändert haben oder relevante neue Erkenntnisse vorliegen (Art. 5 Abs. 3 StFV [45]; Erläuterung im Handbuch I zur StFV [17], Abschn. 2.4.3).

**Risikoermittlung**

Die Risikoermittlung ist eine umfassende Risikountersuchung, bei welcher Angaben zum Ausmass der möglichen Schädigung infolge eines Störfalls

<sup>2</sup>Das Verfahren kann kantonal unterschiedlich geregelt sein; das Vorgehen sollte daher mit der zuständigen kantonalen Behörde abgesprochen werden.

und der Wahrscheinlichkeit, mit der diese eintritt, gemacht werden müssen (Anhang 4.1 StFV [45]; Handbuch I zur StFV [17], Abschn. 2.5).

Allgemeine  
Sicherheitsmassnahmen

Die Grundsätze der Vorsorge sind in Art. 3 StFV [45] beschrieben:

"Der Inhaber eines Betriebs (...) muss alle zur Verminderung des Risikos geeigneten Massnahmen treffen, die nach dem Stand der Sicherheitstechnik verfügbar, aufgrund seiner Erfahrung ergänzt und wirtschaftlich tragbar sind. Dazu gehören Massnahmen, mit denen das Gefahrenpotential herabgesetzt, Störfälle verhindert und deren Einwirkungen begrenzt werden."

Stand der  
Sicherheitstechnik

Gemäss Handbuch I zur StFV [17] entsprechen Sicherheitsmassnahmen dem Stand der Sicherheitstechnik, wenn sie bei vergleichbaren Betrieben und Anlagen im In- und Ausland erfolgreich eingesetzt oder bei Versuchen mit Erfolg erprobt worden sind und auf andere Betriebe übertragen werden können.

Der Stand der Sicherheitstechnik umfasst somit mehr als die anerkannten Regeln der Technik. Er beinhaltet das aktuelle in der Fachwelt vorhandene und objektiv zugängliche technische Wissen über Sicherheitsmassnahmen. Informationen zum Stand der Sicherheitstechnik sind in der Regel in der einschlägigen Literatur oder bei den entsprechenden Fach- und Branchenverbänden vorhanden.

Besondere  
Sicherheitsmassnahmen

Muss der Inhaber eines Betriebs eine Risikoermittlung erstellen, oder ist anzunehmen, dass sein Betrieb bei einem Störfall die Bevölkerung oder die Umwelt schwer schädigen kann, so muss er neben den allgemeinen Sicherheitsmassnahmen auch die im Anhang 3.1 StFV [45] festgelegten besonderen Sicherheitsmassnahmen treffen.

Problematik der alten und  
neuen Betriebe

Über die Behandlung von alten und neuen Betrieben schreibt das Handbuch I zur StFV [17], gestützt auf die Botschaft des Bundesrates vom 31.10.79 zum USG (BBI 1979 III 795): "Grundsätzlich sind diese Bedingungen für alte und neue Betriebe dieselben, doch wird deren Anwendung auf alte Betriebe vielfach nicht zum selben Erfolg führen wie bei neuen Betrieben, da bei bestehenden Betrieben im Rahmen des wirtschaftlich Tragbaren in der Regel weniger erreicht werden kann."

## **2. Eigenschaften und Brandverhalten von Flüssiggas**

### **2.1 Allgemeines**

Unter der Bezeichnung "Flüssiggas" werden im folgenden ausschliesslich Propan ( $C_3H_8$ ), Butan ( $C_4H_{10}$ ) und Gemische dieser 2 Stoffe verstanden. Butan liegt in zwei strukturisomeren Formen vor (geradkettiges n-Butan und verzweigtes iso-Butan). Die Bezeichnung Butan ohne nähere Spezifizierung gilt immer für ein Gemisch aus n-Butan und iso-Butan.

### **2.2 Physikalische und chemische Eigenschaften**

#### **2.2.1 Physikalische Eigenschaften**

Eine Zusammenstellung der wichtigsten Daten findet sich im Anhang F dieses Berichtes.

Flüssiggas

Propan und Butan sind bei Atmosphärendruck gasförmig, lassen sich jedoch bei Raumtemperatur unter geringem Überdruck verflüssigen. Daher stammt die Kurzbezeichnung LPG (Liquified Petroleum Gases = Verflüssigte Erdölgase). Durch die Verflüssigung wird bei gleicher Temperatur das Volumen des Gases um etwa das 260-fache reduziert.

Schwergas

Aufgrund des gegenüber Luft höheren Molekulargewichts (Propan = 44, Butan = 58, Luft = 29) zählen Flüssiggase zu den schweren Gasen; sie haben die Tendenz, nach einer Freisetzung in Bodennähe zu verweilen. In geneigtem Gelände folgen schwere Gase in Abwesenheit stärkerer Winde den Geländekonturen, analog zu Flüssigkeiten.

Adiabatische Verdampfung

Bei der Entspannung von druckverflüssigten Gasen geht ein Teil der Flüssigkeit sofort in die Gasphase über und führt zu einer Abkühlung. Dies geschieht hauptsächlich wegen der Verdampfungswärme, die dem Stoff

selbst entzogen wird. Theoretisch gehen bei der adiabatischen <sup>3</sup> Entspannung von verflüssigtem Propan bei 20°C und Normaldruck etwa 32% in die Gasphase über, der Rest von 68% bleibt flüssig und kühlt sich auf den Siedepunkt von -42°C ab. Für n-Butan sind es entsprechend 12% gasförmige Phase und eine Flüssigkeitstemperatur von -0.5°C. Durch die Abkühlung, die auch die Gasphase betrifft, verstärkt sich der Effekt der Schwergasbildung.

Temperaturverhalten der Flüssigphase

Flüssiggas weist hinsichtlich seines Volumens ein besonderes Verhalten auf, indem die thermische Ausdehnung (verglichen mit z.B. Wasser) ausserordentlich hoch ist. Dies führt dazu, dass freistehende Flüssiggastanks nur zu 85% gefüllt werden dürfen (erdverlegte bis zu 90%).

### 2.2.2 Chemische und toxische Eigenschaften, Brandverhalten

Chemische Reaktivität

Als Vertreter der aliphatischen Kohlenwasserstoffe zeichnen sich Propan und Butan in bezug auf Spontanreaktionen als reaktionsträge aus. Selbständige Reaktionen finden bei Normalbedingungen (25°C, 1.013 bar) nur mit starken Oxidationsmitteln (z.B. Fluor, Chlor) statt.

Human- und Ökotoxizität

In hohen Konzentrationen wirken Propan und Butan auf den Menschen schwach narkotisch. Sehr hohe Konzentrationen können zu Augenbindehaut- und Schleimhautreizungen führen. Da sich vor allem Propan bei einem Leck in der Flüssigphase sehr stark abkühlt (Siedepunkt -42°C), können bei Hautkontakt schwere Verletzungen, z.B. Verbrennungen durch Kältewirkung, entstehen.

Ökotoxische Wirkungen können ausgeschlossen werden.

Energieinhalt

Die freiwerdende Verbrennungsenergie liegt für Flüssiggas in der Grösse von 45 MJ kg<sup>-1</sup> und ist somit im Bereich derjenigen von Benzin, Diesel und Heizöl (ca. 42 MJ kg<sup>-1</sup>). Die Verbrennungsprodukte sind Kohlendioxid und Wasser. Im Vergleich mit höhermolekularen Brennstoffen (Heizöle) weisen die Abgase deutlich geringere Schadstoffinhalte auf, weshalb der Einsatz

---

<sup>3</sup>adiabatisch = ohne Wärmeaustausch mit der Umgebung. Hier bedeutet dies, dass die Verdampfungswärme vollständig dem flüssigen (und auch gasförmigen) Stoff entzogen wird.

von Flüssiggas häufig im Zusammenhang mit der Erfüllung lufthygienischer Vorgaben und Anforderungen des Gewässerschutzes steht.

**Explosionsgrenzen**

Die Explosionsgrenzen liegen für Propan bei 2.1 und 9.5%, für Butan bei 1.8 und 8.4%, d.h. dass Luftgemische der Gase nur brennbar sind, wenn sie innerhalb dieser Grenzen liegen. Ist die Konzentration geringer als die untere Grenze, so ist das Gemisch zu mager, um selbständig brennen zu können, bei Konzentrationen über der oberen Grenze ist es zu fett.

**Brand- und Explosionsverhalten**

Das Brand- und Explosionsverhalten ist im Anhang C dieses Berichtes ausführlicher beschrieben. Grundsätzlich können die folgenden, Abbrandarten für die Störfallszenarien unterschieden werden:

- Gaswolkenbrand ("Flash-Fire"): Nach einer Gasfreisetzung bildet sich wegen der Schwere des Gases eine bodennahe Wolke. Wird diese gezündet, so brennt sie schnell ab. Der auftretende Maximaldruck beträgt im Freien 0.05 bar.
- Gaswolkenexplosion: Gleich wie beim Gaswolkenbrand ist es eine bodennahe Wolke, die gezündet wird. Wegen Hindernissen im Verbrennungspfad kommt es zu partiellen Verdämmungen und damit verbunden zu Druckwirkungen von maximal etwa 0.3 bis 0.5 bar <sup>4</sup>.
- verdämmte Explosion: Ein eingeschlossenes, explosionsfähiges Gas-Luftgemisch wird gezündet. Sofern die Umschliessung stark genug ist, erreicht der Maximaldruck 7 bis 10 bar.
- Feuerball: Eine Gaswolke mit hoher Konzentration im Zentrum wird am Rand gezündet. Der thermische Auftrieb reisst die Wolke in die Höhe; ein Feuerball bildet sich.

---

<sup>4</sup>Das in diesem Rahmenbericht empfohlene Modell für Explosionen (s. Anhang C2.5) entspricht nach Ansicht der Arbeitsgruppe wesentlich besser dem Explosionsverhalten von Flüssiggas-Luftgemischen als das TNT-Modell für Sprengstoffe.

- BLEVE <sup>5</sup>: Ein Spezialfall stellt der BLEVE dar. Aufgrund einer starken thermischen oder mechanischen Wirkung kommt es zu einem Behälterbersten, das Flüssiggas wird schlagartig freigesetzt und gezündet.
  
- Freistrahbrand: Das unter Druck stehende Flüssiggas tritt als kontinuierlicher Strom aus einer Öffnung aus und bildet nach der Zündung eine brennende Fackel.
  
- Explosion in Rohrleitungen: Gas-Luftgemische können in genügend langen Rohrleitungen detonieren. Für ein ideales Propan-Luftgemisch beträgt die nötige Anlaufstrecke in einem Rohr von 20 cm Durchmesser etwa 18 m. Beträgt der Rohrdurchmesser 40 cm, so braucht die Detonation eine Anlaufstrecke von etwa 22 m. Die seitlichen Überdrücke liegen bei 20 bar, die Stossdrücke können 80 - 100 bar erreichen.
  
- Trümmerwurf: Der Aspekt des Trümmerwurfs (tritt u.U. bei BLEVEs und Explosionen auf) wurde im Rahmenbericht nicht untersucht.

Relevante Szenarien

Mittlere Wahrscheinlichkeiten von den erwähnten Störfallszenarien sind zurzeit nicht zu eruieren. Es ist möglich, dass diese zu einem späteren Zeitpunkt verfügbar werden. Aufgrund der grossen Tragweite des BLEVEs und der Gaswolkenexplosion sollten diese zwei Szenarien vorrangig betrachtet werden.

---

<sup>5</sup>BLEVE = Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion

### **3. Beschreibung von Flüssiggas-Tankanlagen**

#### **3.1 Vorschriften für Flüssiggas-Tankanlagen**

Für Flüssiggasbehälter gelten folgende gesetzliche Grundlagen:

- Art. 5 und 33 der Verordnung betreffend Aufstellung und Betrieb von Druckbehältern vom 19. März 1938 <sup>6</sup> [44]
- SVDB-Vorschriften 802, 803 und 804 <sup>7</sup> [32, 33, 34]
- EKAS-Richtlinie Nr. 1941 Flüssiggas, Teil 1 <sup>8</sup> [14]
- SVDB-Vorschriften Band 1 <sup>7</sup> [36]
- SVDB-Vorschrift 602 betreffend Sicherheitsventile <sup>7</sup> [30]
- SGK-Richtlinien für Projektierung, Ausführung und Betrieb des kathodischen Schutzes erdverlegter Lagerbehälter aus Stahl (C5) <sup>9</sup> [27]
- SVDB-Vorschrift 705 (tritt voraussichtlich im Januar 1993 in Kraft) <sup>7</sup> [31]

---

<sup>6</sup>Bezug: EDMZ, Fellerstr. 21, 3027 Bern

<sup>7</sup>Bezug: SVDB, Plattenstr. 77, Postfach, 8032 Zürich

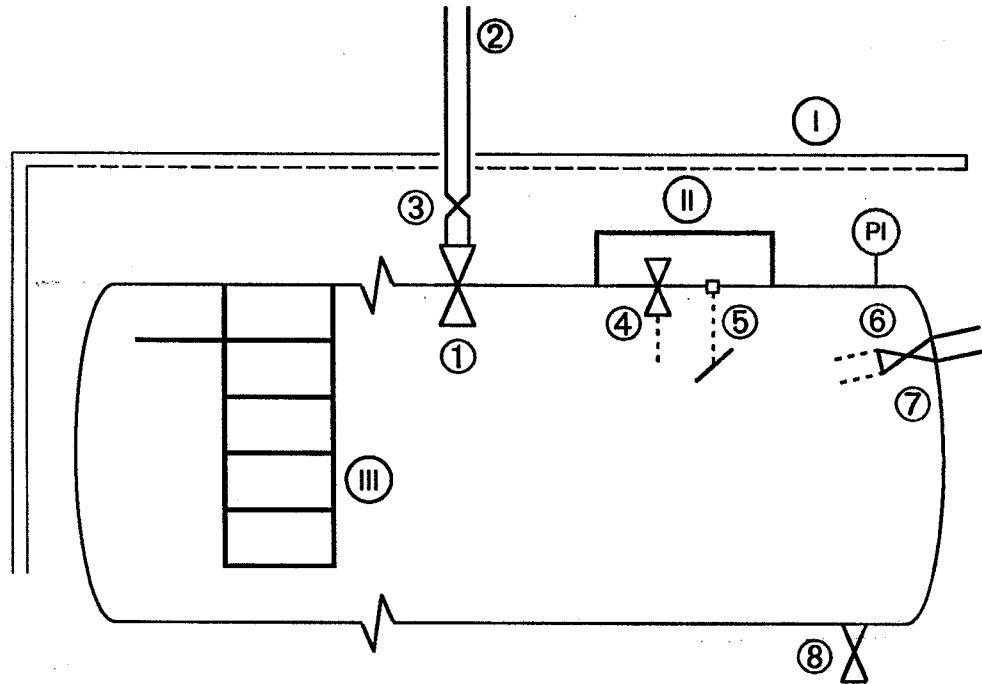
<sup>8</sup>Bezug: EKAS, Richtlinienbüro, Fluhmattstr. 1, Postfach, 6002 Luzern

<sup>9</sup>Bezug: Geschäftsstelle der Korrosionsschutzkommission, Postfach, 8034 Zürich



## 3.2 Überflurtanks

### 3.2.1 Prinzipschema der Anlage



Figur 2. Überflurtankanlage, schematische Darstellung der Standardausrüstung.  
Römische Zahlen: Anforderungen gemäss EKAS-Richtlinie 1941 und SVDB, arabishe Zahlen: Alleinige Zuständigkeit des SVDB.

- I Behälterkühlung (alternativ: Wärmedämmung F90)
  - vollständige Benetzung
  - Leistung gemäss EKAS Richtlinie 1941
  - Betätigung gefahrlos und bei tiefen Temperaturen möglich
- II Schutzhaube, Sicherung vor unbefugtem Zugriff (alternativ: Umzäunung des Behälters oder des Betriebsareals)
- III Zugänglichkeit (Kontrollöffnung) inkl.:
  - Leiter
  - Podest
- ① Sicherheitsventil
  - Ansprechdruck bei 17.1 bar (Propan)
  - Leistung nach SVDB-Vorschrift 705
  - Kontrolle bzw. Auswechslung alle 4 Jahre
- ② Abblaserohr
  - so anzuordnen, dass das Gas gefahrlos abströmen kann
  - Minimallänge 1.5 m zur Reduktion der Wärmewirkung auf den Tank im Falle des Abfackelns
- ③ Sollbruchstelle im Abblaserohr nach dem Sicherheitsventil
- ④ Peilventil, -rohr (max. Füllung)
  - auf max. 85% des Behältervolumens eingerichtet
  - Querschnittsfläche < 2 mm<sup>2</sup>
- ⑤ Füllstandsanzeige
- ⑥ Druckmesseinrichtung
- ⑦ Behälteranschlüsse mit Rohrbruchsicherung
  - für alle Anschlüsse mit Querschnittsfläche > 2 mm<sup>2</sup> ausser Sicherheitsventil)
  - innenliegend
  - eingestellt für Ströme 50% über der normalen Menge
- ⑧ Entleerungseinrichtung (Ablassstutzen)

### 3.2.2 Standardausrüstung und Sicherheitsmassnahmen

Überflurtanks sind standardmässig mit folgenden, sicherheitsrelevanten Armaturen und Einrichtungen versehen (s. auch EKAS-Richtlinie Nr. 1941 Flüssiggas, Teil 1 [14] und SVDB-Vorschrift 705 [31]):

|                            |  |
|----------------------------|--|
| Sicherheitsventile         | Der Ansprechdruck der Sicherheitsventile entspricht 1.1mal zulässigen Betriebsüberdruck des Behälters. Beim Abblaseüberdruck <sup>10</sup> muss eine Leistung von $V_L = 620 \times A^{0.82} \text{ [m}^3 \text{ h}^{-1}\text{]}$ Luft erreicht werden ( $A = \text{Behälteroberfläche [m}^2\text{]}$ ). Die Sicherheitsventile sind mit Abblaserohren mit Sollbruchstellen zu versehen. |
| Füllstandsanzeige          | Der Behälter ist mit einem Füllstandsanzeiger zu versehen.   |
| Peilrohr                   | Das Peilrohr ist unabhängig von der Füllstandsanzeige. Es erlaubt das Feststellen eines Überschreitens der maximal zulässigen Füllhöhe.  |
| Druckmessgerät             | Der Tank muss mit einem Druckmessgerät versehen sein, das den Innendruck anzeigt.  |
| Rohrbruchsicherung         | Alle Behälteranschlüsse mit einer Querschnittsfläche über $2 \text{ mm}^2$ müssen mit einer Rohrbruchsicherung ausgestattet sein, die im Falle eines Rohrbruchs das Ausströmen des Behälterinhalts auf eine nicht störfallrelevante Rate begrenzt.   |
| Entleerungseinrichtung     | Ortsfeste Behälter müssen mit einer Einrichtung versehen sein, welche das vollständige Entleeren an ihrer tiefsten Stelle ermöglicht.  |
| Schutzhaube oder Umzäunung | Die Armaturen des Behälters sind gegen unbefugten Zugriff durch geeignete Massnahmen zu schützen.  |
| Behälterkühlung            | Stationäre Berieselungseinrichtung mit mindestens $3 \text{ l min}^{-1} \text{ m}^{-2}$ oder mobile Kühleinrichtung oder Wärmedämmung entsprechend Feuerwiderstandsklasse F90.   |
| Löscheinrichtungen         |  |

---

<sup>10</sup>Abblaseüberdruck = Ansprechdruck + 10 % oder 20 % davon (s. SVDB Vorschrift 705, p.22)

|                |   |
|----------------|---|
| Zugänglichkeit | Anzahl und Mindestgrösse der Kontrollöffnungen ist in der SVDB-Vorschrift 705 beschrieben [31].                                 |
| Schutzabstände | Die Schutzabstände richten sich nach dem Grad der Gefährdung durch Nachbaranlagen und nach Art und Grösse der Flüssiggasanlage. |

### 3.2.3 Periodische Prüfungen und Revisionsintervalle

Für Überflurtanks sind folgende Prüfungen und Prüfintervalle <sup>10</sup> vorgesehen:

- |  |               |
|--|---------------|
| - Äussere Prüfung:                             | Jedes Jahr    |
| - Innere Prüfung und wiederholte Druckprüfung: | Alle 12 Jahre |
| - Revisionsintervalle Sicherheitsventile:      | Alle 4 Jahre  |

Die äussere Prüfung umfasst eine visuelle Kontrolle der leicht einsehbaren Anlageteile (äusserer Zustand, bestimmungsgemässer Gebrauch, Funktionstüchtigkeit soweit möglich etc.) <sup>11</sup>. Im Rahmen der inneren Prüfung wird der Tank entleert und von Innen inspiziert. Diese Kontrolle wird in der Regel als Sichtkontrolle durchgeführt und erstreckt sich auf die Prüfung des Zustandes der Wandungen und Ausrüstungsteile. Die wiederholte Druckprüfung wird gemäss den in SVDB-Vorschrift 705, Ziffer 21.4 [31] erwähnten Prüfverfahren durchgeführt.

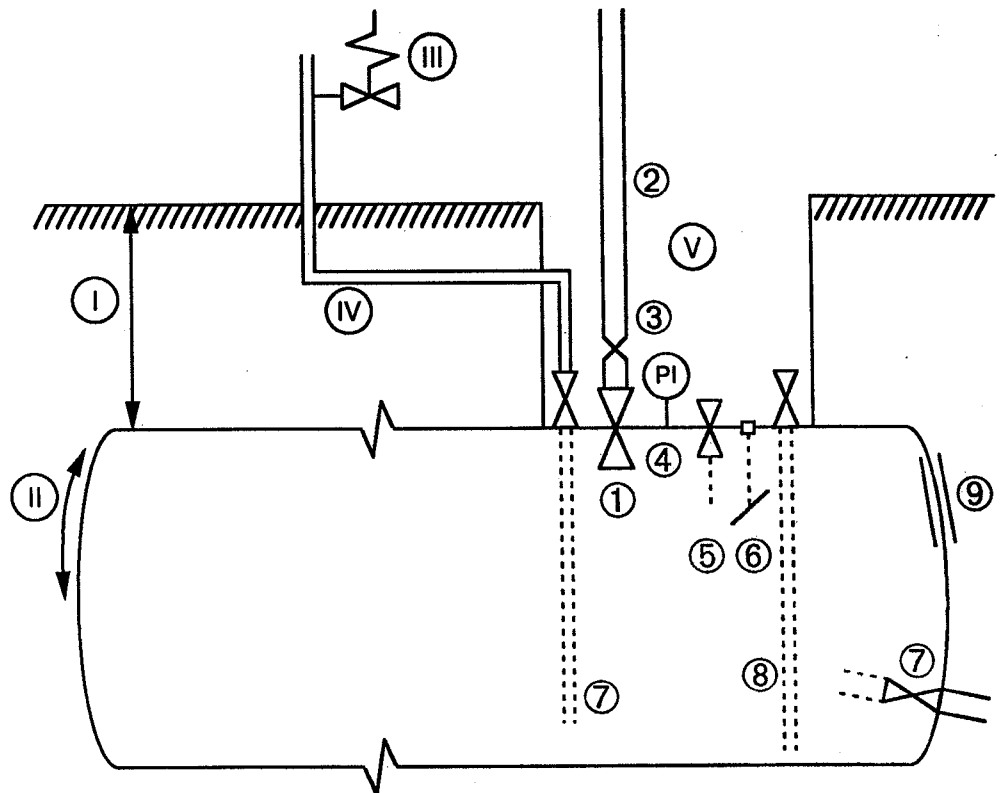
---

<sup>10</sup>Grundlage: Art. 22 f. der Verordnung betreffend Aufstellung und Betrieb von Druckbehältern [43]. Gestützt auf diese Verordnung hat der Bundesrat den SVDB als Prüfstelle bezeichnet. Die Sicherheitsventile können durch eine vom SVDB autorisierte Firma kontrolliert werden (SVDB-Vorschrift 901 [35]). Die Prüfintervalle sind in der SVDB-Vorschrift 705 [31] angegeben, welche voraussichtlich im Januar 1993 in Kraft tritt.

<sup>11</sup>Die Beachtung von Vorschriften über Sicherheitsabstände und Wasserberieselung fallen zwar nicht in den Aufgabenbereich des SVDB, sie werden aber von den Sachverständigen kontrolliert. Mängel werden an die zuständigen Stellen weitergeleitet.

### 3.3 Erdgedeckte Tanks

#### 3.3.1 Beschreibung der Anlage



Figur 3. Erdgedeckte Tankanlage, schematische Darstellung der Standardausrüstung. Römische Zahlen: Anforderungen gemäss EKAS-Richtlinie 1941 und SVDB, arabische Zahlen: alleinige Zuständigkeit des SVDB.

- I Erdüberdeckung 80 cm
  - II Sandschicht um den Behälter
  - III Sicherheitsventil in Leitungen mit flüssiger Phase
  - IV Korrosionsschutz der erdverlegten Leitungen
  - V Zugänglichkeit der Armaturen im Domschacht
- 
- ① Sicherheitsventil
    - Ansprechdruck bei 13.2 bar (Propan)
    - Leistung nach SVDB-Vorschrift 705 reduziert auf  $0.3 V_L$
    - Kontrolle bzw. Auswechslung alle 4 Jahre
  - ② Abblaserohr
    - an gefahrloser Stelle ausmündend
  - ③ Sollbruchstelle im Abblaserohr nach dem Sicherheitsventil
  - ④ Druckmesseinrichtung
  - ⑤ Peilventil, -rohr (max. Füllung)
    - auf max. 90% des Behältervolumens eingerichtet
    - Querschnittsfläche  $< 2 \text{ mm}^2$
  - ⑥ Füllstandsanzeige
  - ⑦ Behälteranschlüsse mit Rohrbruchsicherung
    - für alle Anschlüsse mit Querschnittsfläche  $> 2 \text{ mm}^2$  (ausser für Sicherheitsventil)
    - Innenliegend
    - eingestellt für Ströme 50% über der normalen Menge
  - ⑧ Entleerungseinrichtung (Ablassstutzen)
  - ⑨ Korrosionsschutz
    - kathodischer Schutz oder
    - Doppelmanteltank

### 3.3.2 Standardausrüstung und Sicherheitsmassnahmen

Grundsätzlich kommen die gleichen Armaturen und Einrichtungen wie bei Überflurtanks zum Einsatz. In Abänderung bzw. Ergänzung müssen sie folgendermassen ausgerüstet sein:

- Korrosionsschutz: Die Behälter sind gegen Aussenkorrosion zu schützen. Besteht ein kathodischer Korrosionsschutz, müssen die Leitungen in diesen Schutz miteinbezogen werden.
- Vereisen: Bei Entnahme aus der Gasphase ist durch technische Einrichtungen dafür zu sorgen, dass der Behälter durch den dabei auftretenden Wärmeentzug nicht vereisen kann.
- Abblaseleistung: Für Behälter mit mindestens 0.5 m Überdeckung ist eine Abblaseleistung von  $0.3 V_L$  ausreichend ( $V_L = 620 \times A^{0.82} \text{ [m}^3 \text{ h}^{-1}\text{]}$ , ( $A = \text{Behälteroberfläche [m}^2\text{]}$ )).

### 3.3.3 Periodische Prüfungen und Revisionsintervalle

Zusätzlich zu den Prüfungen und Revisionen, wie sie auch für Überflurtanks durchgeführt werden, muss bei erdgedeckten Behältern der Korrosionsschutz in die Kontrolle miteinbezogen werden. Die Prüfstelle (Eidg. Rohrleitungsinspektorat im Auftrag des SVDB) führt eine Basismessung im ersten Jahr durch, dann folgt alle 4 Jahre eine weitere Messung durch die Prüfstelle. In den Jahren dazwischen werden die Messungen alljährlich durch eine Fachfirma durchgeführt.

## 4. Kurzbericht

### 4.1 Anforderungen an den Kurzbericht (s. Handbuch I zur StfV, Abschnitt 2.4 und Anhang D)

"Der vom Inhaber zu erstellende Kurzbericht leitet das behördliche Kontroll- und Beurteilungsverfahren ein" (Figur 1). "Mit dem Kurzbericht ist der Inhaber dazu angehalten, sich mit dem Gefahrenpotential im Betrieb und den erforderlichen Sicherheitsmassnahmen in seinem Betrieb auseinanderzusetzen. Der eingereichte Kurzbericht ermöglicht der Vollzugsbehörde eine erste Sichtung und Beurteilung des Gefahrenpotentials und verschafft ihr die nötigen Grundlagen für den Entscheid, ob der Inhaber eine Risikoermittlung zu erstellen hat" (Handbuch I zur StfV [17]).

#### Inhaltliche Anforderungen

Der Kurzbericht soll der Vollzugsbehörde in kurzer aber präziser Form Auskunft geben über:

- Den Betrieb (Branche, Verantwortlichkeiten, Übersichtsplan, Angaben zur Umgebung)
- Die Höchstmengen der vorhandenen Stoffe, Erzeugnisse oder Sonderabfälle, welche die Mengenschwellen überschreiten, sowie die anwendbaren Mengenschwellen
- Die Grundlagen allfälliger Sach- und Betriebshaftpflichtversicherungen
- Die Sicherheitsmassnahmen
- Eine Einschätzung des Ausmasses der möglichen Schädigungen von Bevölkerung oder der Umwelt infolge von Störfällen.

#### Einschätzung des Ausmasses möglicher Schädigungen

"Der Einschätzung des Ausmasses möglicher Schädigungen der Bevölkerung oder der Umwelt ist beim Erstellen des Kurzberichtes grosse Bedeutung beizumessen. Die Einschätzung ist anhand von Störfallszenarien vorzunehmen. Bei deren Auswahl sind die Art und die Umgebung des Betriebs, das im Betrieb vorhandene Gefahrenpotential, gewisse Sicherheitsmassnahmen sowie die nach menschlichem Ermessen möglichen Störfallursachen, Ereignisabfolgen und Versagensformen von Sicherheitsmassnahmen zu berücksichtigen. Es sind somit diejenigen Szenarien auszu-

wählen, die jeweils zu den schlimmstmöglichen Schädigungen der Bevölkerung oder der Umwelt führen können" (Handbuch I zur StfV [17]).

Sicherheitsmassnahmen sollten also in der Regel nur dann berücksichtigt werden, wenn sie von passiver Art sind, beispielsweise — im Falle von Flüssiggas-Tankanlagen — wenn durch bauliche oder technische Massnahmen dafür gesorgt wird, dass sich allfällig frei werdendes Flüssiggas nicht unter dem Behälterbereich ansammeln kann.

Das Ausmass von möglichen Schäden kann bei Flüssiggas-Tankanlagen relativ einfach geschätzt werden, da die wesentlichen Störfallszenarien bekannt sind (Abschn. 4.2).

## **4.2 Erstellung des Kurzberichtes**

### **4.2.1 Grundsätzliches**

Art. 5 StfV [45] "Kurzbericht des Inhabers" wird im Handbuch I zur StfV [17] im Abschn. 2.4 und im Anhang D dieses Berichtes erläutert. Verschiedene Kantone geben ausserdem Standardformulare für die Erstellung des Kurzberichts heraus. Diese Formulare erfassen alle notwendigen Angaben zum Betrieb und seinem Umfeld. Aus diesen Gründen wird im folgenden nicht auf die allgemeinen Erfordernisse des Kurzberichts wie die Erhebung der Betriebsgrunddaten etc. eingetreten. Vielmehr soll gezeigt werden, wie die Aufgabe des Berichtserstellers, nämlich die "Einschätzung des Ausmasses der möglichen Schädigungen der Bevölkerung oder der Umwelt infolge von Störfällen" (Art. 5, Abs.1, Bst. f StfV [45]), gelöst werden kann.

#### 4.2.2 Auswahl der Szenarien für den Kurzbericht

##### Freistehende Tanks

Es kann davon ausgegangen werden, dass für den Fall eines freistehenden Tanks die schlimmstmögliche Schädigung in der Regel durch einen BLEVE (s. Abschn. 2.2.2) verursacht wird. In Ausnahmefällen <sup>13</sup> ist es denkbar, dass eine abdriftende und verzögert gezündete Gaswolke berücksichtigt werden muss (Berechnungsformel s. Anhang C2.3).

##### Erdüberdeckte Tanks

Für erdüberdeckte Tanks können BLEVEs ausgeschlossen werden. Hier resultiert die schlimmstmögliche Schädigung aus der maximal möglichen kontinuierlichen Freisetzung durch einen Leitungsquerschnitt. Dabei gilt es zu berücksichtigen, dass sich das Gas sowohl als Schwergaswolke wie auch durch den Boden ausbreiten kann. Im ersten Fall sind die Schäden nach einer verzögerten Zündung zu ermitteln, im zweiten Fall gilt es abzuklären, ob unterirdische Hohlräume (Keller, Leitungen) gefüllt werden können, was in einer verdämmten Explosion, bei Rohrleitungen in einer Detonation, resultieren kann.

---

<sup>13</sup> Beispielsweise bei Tankanlagen mit niedriger Bevölkerungsdichte im Nahbereich (dreifacher Feuerballradius), aber abfallendem Gelände in Richtung von Gebieten mit größerer Bevölkerungsdichte, oder wenn die Möglichkeit besteht, dass Gaswolken in Tiefgaragen abfließen.



### 4.2.3 Einschätzung des Ausmasses der möglichen Schädigungen

Auswirkungen eines BLEVE

Personen im Freien:

Die Auswertung von Ereignissen (u.a. des Unfalls von San Carlos, Spanien) zeigt [20], dass Personen innerhalb etwa des dreifachen Feuerballradius gefährdet sind. Die Formel zur Berechnung des einfachen Feuerballradius lautet (Diagramm s. Figur 4):

$$\text{Radius [m]} = 27.5 \cdot M^{0.333} \quad [20]$$

M = Masse des freigesetzten Flüssiggases in [t]

Bei einer Aufheizung des Tanks werden die Sicherheitsventile beim Überschreiten des maximalen Betriebsdrucks ansprechen. Es darf davon ausgegangen werden, dass die Ventile immer ansprechen, d.h. ihre Wirksamkeit kann vorausgesetzt werden. Die effektiv im Feuerball vorhandene, maximale Menge Brennstoff entspricht deshalb dem maximalen Inhalt abzüglich der während 15 Min. (Mittelwert von Expertenschätzungen, s. auch Anhang C1.1.1, Ziffer 3) über die Sicherheitsventile abgeblasenen Menge (die Aufheizzeit ist zu berücksichtigen) <sup>14</sup>.

M = Max. Inhalt - Abblasmenge (15 Min.).

Unter Berücksichtigung der Abblaseleistung (s. Abschn. 3.3.2):

$$M = \text{Max. Inhalt [t]} - (620 \cdot A^{0.82} [\text{m}^3 \text{h}^{-1}] \cdot 0.002 [\text{t m}^{-3}] \cdot 0.25 [\text{h}])$$

A = Tankoberfläche [m<sup>2</sup>]

<sup>14</sup>Es ist der Arbeitsgruppe bewusst, dass damit bereits auf der Stufe Kurzbericht aktive statt bloss passive Sicherheitsmassnahmen berücksichtigt werden. Dieses Vorgehen wird als gerechtfertigt betrachtet, da einerseits das technische System der Sicherheitsventile einfach und sicher ist (Blocksicherheitsventile mit mindestens 3 Ventilen) und andererseits diese Überlegung in einer vertieften Betrachtung ohnehin zum Tragen kommen würde (vgl. Abschn. B2., Ziffer 2). Die Anzahl der notwendigen Risikoeermittlungen kann somit in einem angemessenen Rahmen gehalten werden.

Beispiel:

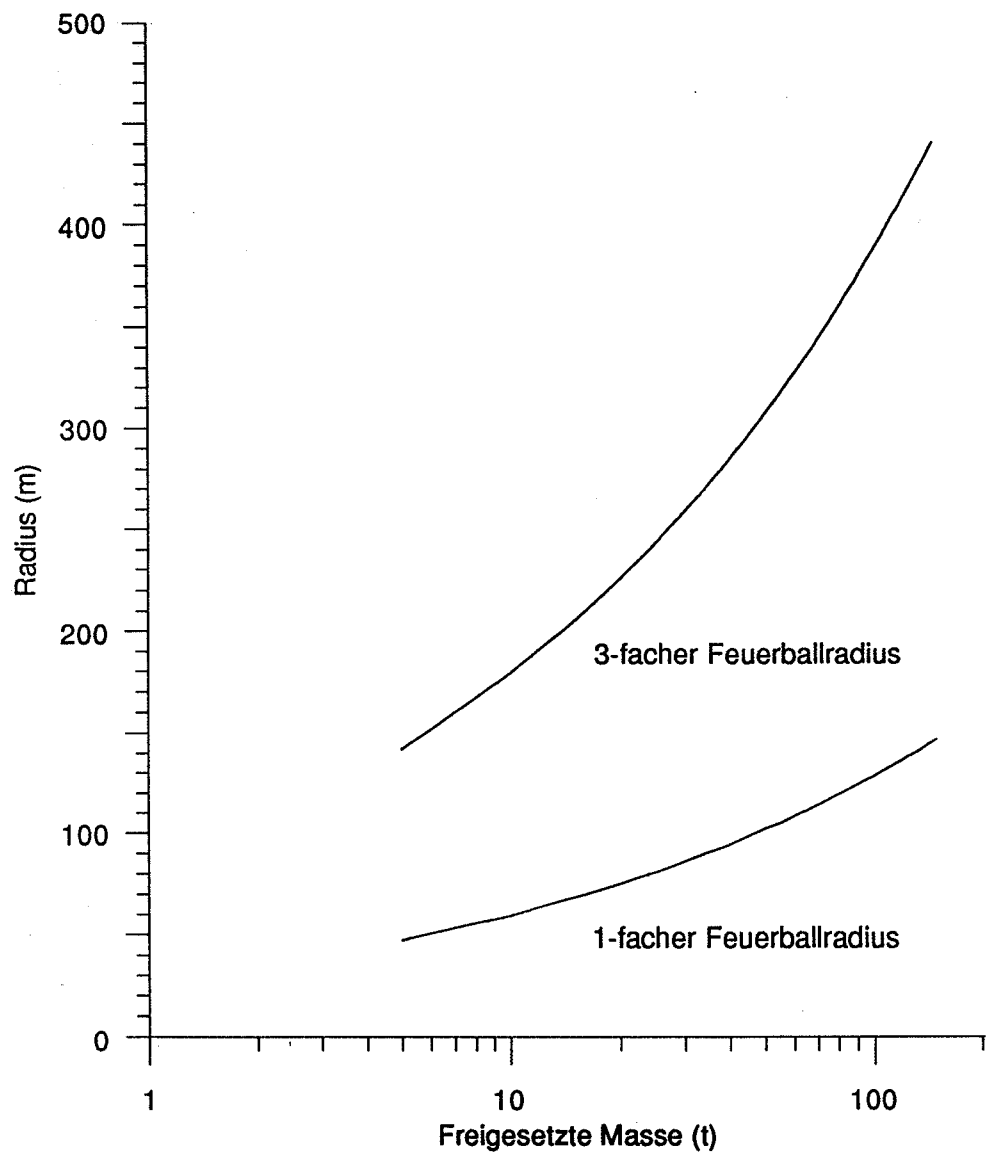
Tankvolumen = 45 m<sup>3</sup>

Inhalt = 20 Tonnen

Oberfläche = 97 m<sup>2</sup>

Abblasemenge in 15 Min. =  $620 \cdot 42.6 \cdot 0.002 \cdot 0.25$   
= 13.2 t

M = 20 t - 13.2 t = 6.8 t



Figur 4. Diagramm: Einfacher und dreifacher Feuerballradius in Abhängigkeit von der freigesetzten Flüssiggasmenge in t (gemäss der Formel für den Feuerballradius:  $R = 27.5 \cdot M^{0.333}$  [20]).

Zur Berechnung des Schadenausmasses muss die realistischereweise maximale Dichte der Personen im Freien innerhalb des dreifachen Feuerballradius ermittelt werden. Das Schadenausmass berechnet sich dann wie folgt [20]:

$$F(n_1) = 0.003 \cdot P_D \cdot M^{0.666}$$

$F(n_1)$  = Anzahl Tote

$P_D$  = Bevölkerungsdichte [ $\text{km}^{-2}$ ] <sup>14</sup>

$M$  = Masse des freigesetzten Flüssiggases in [t]

Die nicht getöteten Personen, die sich im Freien im Umkreis des 3-fachen Feuerballradius aufhalten, gelten als verletzt ( $F(n_2)$ ) <sup>15</sup>.

Personen in Gebäuden: Es wird davon ausgegangen, dass je nach Situation (Brennbarkeit des Baumaterials, Exposition der Räume) 50 - 90% der Personen, die sich in Gebäuden innerhalb des Feuerballradius befinden, das Ereignis nicht überleben. Die restlichen Personen müssen als verletzt angenommen werden.

Das Schadenausmass wird als tote und verletzte Personen ausgewiesen.

Auswirkungen einer kontinuierlichen Gasfreisetzung

Zur Bestimmung der möglichen Auswirkungen einer kontinuierlichen Gasfreisetzung wird in einem ersten Schritt die mögliche Freisetzungsrates berechnet. In jenen Fällen, in denen eine Leitung mit Flüssigphase vorhanden ist, wird die Rate mit Hilfe der Formel für einen 2-Phasenaustritt berechnet (Anhang C2.1.2). Ist der Austritt von Flüssigphase über ein Rohr ausgeschlossen, so ermittelt sich die maximale Freisetzungsrates aus der Gasphase mit der entsprechenden Formel im Anhang C2.1.1.

Die Abschätzung der maximal möglichen Ausbreitung erfolgt mit Hilfe von der auch für die Risikoermittlung verwendeten Figur 15 (s. Anhang C2.3). Jener Teil der Gaswolke, der eine Gaskonzentration über der unteren Ex-

---

<sup>14</sup>Die Bevölkerungsdichte wird berechnet aus der Anzahl Personen innerhalb des dreifachen Feuerballradius dividiert durch die Fläche.

<sup>15</sup>Die Anzahl der verletzten Personen berechnet sich als Differenz zwischen realistischerweise maximaler Personenzahl im dreifachen Feuerballradius minus  $F(n_1)$

plosionsgrenze aufweist, belegt im ebenen Gelände eine Kreisfläche mit der maximal möglichen Ausbreitungsdistanz als Durchmesser. Für die weiteren Betrachtungen muss diese Fläche so gelegt werden, dass das Gebiet mit der grössten Bevölkerungsdichte überstrichen wird. Für nicht-ebenes Gelände muss der betroffene Bereich unter Berücksichtigung der jeweiligen Situation abgeschätzt werden.

Auswirkungen eines  
Gaswolkenbrandes

Zur Abschätzung des Schadenausmasses muss wiederum die Bevölkerungsdichte im Freien und in Gebäuden innerhalb des betroffenen Gebietes ermittelt werden. Bei einem Gaswolkenbrand wird angenommen, dass von den Personen im Freien 50% umkommen und die anderen 50% verletzt werden. Personen in Gebäuden erleiden je nach Brennbarkeit des Baumaterials und allfälligen Verdämmungsmöglichkeiten in der Umgebung zu 10 - 50% Verletzungen.

## **5. Risikoermittlung**

### **5.1 Leitgedanken und Grundsätze beim Erstellen einer Risikoermittlung (Anhang 4.1 Ziffer 1 StFV)**

Der Umfang und die Bearbeitungstiefe einer Risikoermittlung richten sich nach den jeweiligen Umständen, insbesondere der Art des Betriebes, der Grösse und Charakteristiken des Gefahrenpotentials, der Umgebung, sowie den Sicherheitsmassnahmen. Im Normalfall genügt es, sich an die Vorgaben der StFV [45] (Anhang 4.1) zu halten. In begründeten Ausnahmefällen kann vom vorgegebenen Schema abgewichen werden. Im Zweifelsfall und bei grösseren Betrieben soll mit der Vollzugsbehörde Rücksprache genommen werden.

Eine Risikoermittlung ist eine systematische Untersuchung und Darstellung der Risiken, die von einem Betrieb für die Bevölkerung und/oder die Umwelt ausgehen. Sie gibt Auskunft über das Gefahrenpotential, die Wahrscheinlichkeit, mit der es zu Schadenfällen kommen kann und damit der Wirksamkeit der vorsorglich getroffenen Sicherheitsmassnahmen.

Der Bericht muss nachvollziehbar und transparent abgefasst werden. Dadurch werden Missverständnisse und Mehrarbeit vermieden.

Der Bericht ist die Grundlage für den behördlichen Entscheid, ob das Risiko tragbar ist oder ob zusätzliche Sicherheitsmassnahmen nötig sind. Eine allgemeinverständliche Zusammenfassung soll der Vollzugsbehörde ermöglichen, die Öffentlichkeit gegebenenfalls zu informieren.

Im Anhang zum Rahmenbericht sind die Grundlagen (allg. Grunddaten, Methoden, Rechenmodelle etc.) für die Erstellung einer Risikoermittlung für Flüssiggas-Tankanlagen von 20 bis 150 t enthalten.

## 5.2 Grunddaten (Anhang 4.1 Ziffer 2 StFV)

Die Grunddaten (ergänzt durch präzisere Angaben zu den tageszeitabhängigen Bevölkerungsdichten in der Umgebung) können nach Absprache mit der Behörde evtl. direkt vom Kurzbericht übernommen und ergänzt werden. Sie umfassen:

- Bezeichnung des Betriebs, Standort inkl. Situationsplan.
- Charakterisierung des Betriebes: Zweckbestimmung, Haupttätigkeiten, Organisation (Betriebsstruktur, Personalbestand und -einsatz).
- Liste der Bewilligungen, Konzessionen, Auflagen, Plangenehmigungen inkl. Angabe der bewilligenden Instanz, Bewilligungsnummer, Ausstellungsdatum und evtl. Dauer.
- Angaben zur Umgebung: Übersichts-, Gemeinde- oder Ortsplan mit Angaben zu den Bevölkerungsdichten (tageszeitabhängig). Bezeichnung von Schutzobjekten wie Wohngebieten, Schulen, Naturschutzgebieten, Grundwasserzonen, etc.
- Bei grösseren Betrieben ist eine Unterteilung in Betriebseinheiten möglich (Tanklager, Produktionsbauten, etc.), nach Absprache mit der Vollzugsbehörde. Für die Risikoermittlung ist die Ausscheidung von räumlich und/oder prozesstechnisch abgeschlossenen Teilen eines Betriebs oder einer Betriebseinheit möglich, welche unabhängig von anderen Teilen untersucht werden können (gemäss Handbuch zur StFV [17] als Untersuchungseinheit bezeichnet).
- Beispielsweise kann eine Flüssiggas-Tankanlage als eine Untersuchungseinheit betrachtet werden.

Liste der vorhandenen  
Stoffe, Erzeugnisse oder  
Sonderabfälle pro Untersu-  
chungseinheit

Die Angaben aus dem Kurzbericht (Formular) können im wesentlichen übernommen werden (Name, CAS-Nummer, Standort, maximale Mengen). Für die relevanten physikalisch-chemisch-toxikologischen Kennwerte und Stoffcharakteristiken von Flüssiggas genügt ein Hinweis auf den Rahmenbericht, bzw. können diese direkt übernommen werden.

Beschreibung der Anlagen  
pro Untersuchungseinheit

Folgende Punkte sind zu charakterisieren: Baustruktur, Verfahren und Prozesse (in der Regel durch die entsprechenden Passagen aus der Betriebsvorschrift begleitet), Beschreibung der Lagerhaltung, Anlieferung und Abtransport (betriebsinterne Transporte, Ziel- und Quellverkehr, Umschlag), Ver- und Entsorgung (Werkleitungen: Energie, Wasser, Abwasser), Anga-

ben zu bisherigen nicht bestimmungsgemässen Betriebszuständen, insbesondere solchen mit Wirkungen über das Betriebsareals hinaus (Störfälle).

Sicherheitsmassnahmen pro  
Untersuchungseinheit

Hier sind anzugeben:

- Die berücksichtigten Regelwerke und Erfahrungen,
- Die allgemeinen Sicherheitsmassnahmen, insbesondere Massnahmen zur Herabsetzung des Gefahrenpotentials (z.B. Mengenreduktion, adäquate Lagerbewirtschaftung), Massnahmen zur Verhinderung von Störfällen (z.B. bauliche, apparative, mess-, regel-, verfahrenstechnische und organisatorische Massnahmen) sowie Massnahmen zur Begrenzung der Wirkungen und Folgen für Bevölkerung und Umwelt (z.B. Einsatzplanung, Alarmeinrichtungen, Einsatzmittel),
- Angaben über das Vorhandensein der besonderen Sicherheitsmassnahmen.

### **5.3 Analyse pro Untersuchungseinheit (Anhang 4.1 Ziffer 3 StFV)**

Dieser Arbeitsschritt enthält den fachtechnisch schwierigsten Teil der Risikoermittlung, nämlich die Wahl der passenden Methode zur systematischen Gefahrensuche und -analyse, die Aufstellung einer möglichst vollständigen Liste der wesentlichen Störfallszenarien, sowie die Wahl der adäquaten Methodik zur Abschätzung des Schadenausmasses und der Wahrscheinlichkeiten. Falls ein Betrieb nicht über entsprechende Spezialisten verfügt, können, soweit der Rahmenbericht nicht genügt, Auskünfte eventuell bei Industrie- und Gewerbeverbänden, Unterstützung bei beratenden Ingenieurfirmen und ergänzende Auskünfte bei den Vollzugsbehörden eingeholt werden.

Der vorliegende Rahmenbericht dient den Inhabern, Vollzugsbehörden und Beratern als Richtschnur und stellt die erforderlichen Hilfsmittel zur Verfügung.

Methoden

Die verwendete Methodik muss beschrieben werden. Falls die Verfahren bekannt und allgemein anerkannt sind, genügt ein Hinweis. Bei Flüssig-

gas-Tankanlagen empfiehlt es sich mit quantitativen Methoden konkrete Angaben über das Risiko zu machen. Die Quellen der dabei verwendeten Versagensraten einzelner Anlageteile, die Wahrscheinlichkeiten von Störfallursachen etc. sind anzugeben. Wenn immer möglich sollte die Basis für diese Daten verbessert werden.

Gefahrenpotentiale

Die Gefahrenpotentiale — hier z.B. Propan oder Butan — müssen mit den Angaben zu den möglichen Maximalmengen sowie den relevanten chemisch-physikalisch-toxikologischen Kennwerten aufgelistet werden (können vom Kurzbericht bzw. Rahmenbericht übernommen werden).

Wesentliche Störfallszenarien

Die Darstellung der wesentlichen Störfallszenarien (d.h. solchen mit Folgen über das Betriebsareal hinaus) bildet einen zentralen Punkt der Risikoeermittlung. Bei der verbalen Beschreibung soll systematisch vorgegangen werden:

Freisetzungsvorgänge: Berücksichtigung aller auslösenden Ereignisse (Leck, Brand, Explosion), Erwägung der dadurch entstehenden Gefährdungen (z.B. Freistrahle), Abschätzung der möglicherweise zur Wirkung kommenden Menge (Leckgrösse und -rate, Verdampfungsraten), quantitative Angaben zu den Eintretenswahrscheinlichkeiten unter Berücksichtigung der Sicherheitsmassnahmen.

Für Flüssiggas-Tankanlagen finden sich die wesentlichen Freisetzungsvorgänge im Abschn. 2.2.2 sowie im Anhang B und C dieses Berichtes.



**Wirkung der Freisetzung:** Abschätzung der Wirkungen anhand von Ausbreitungsüberlegungen und Darstellung in Form von räumlich/zeitlichen Ausbreitungsprofilen der Gaswolken. Angaben zur Wirkdistanz von Hitzestrahlungen bei Bränden (in kW m<sup>-2</sup>) und der Drücke (in bar) bei Explosionen. Quantitative Angaben zu den Eintretenswahrscheinlichkeiten unter Berücksichtigung von Sicherheitsmassnahmen, Wetterlagen, etc.

Für Flüssiggas-Tankanlagen finden sich Angaben zu den wesentlichen Wirkungen und ihrer Berechnung im Anhang C dieses Berichtes.

Die Wirkungen eines möglichen Trümmerwurfes wurde im Rahmenbericht nicht untersucht.

**Folgen für Bevölkerung und Umwelt:** Angaben zu den möglichen Folgen für Bevölkerung oder Umwelt. Tageszeitliche Schwankungen, verschiedene Varianten bei Schutzgrad (Aufenthalt in Gebäuden) sind gegebenenfalls zu berücksichtigen und in die anschliessend durchzuführenden Wahrscheinlichkeitsüberlegungen miteinzubeziehen. Für die Abschätzung der Eintretenswahrscheinlichkeiten sind die getroffenen Sicherheitsvorkehrungen zu berücksichtigen.

Für Flüssiggas-Tankanlagen finden sich die wesentlichen Berechnungsmodelle für die Abschätzung der Folgen im Anhang D dieses Berichtes.

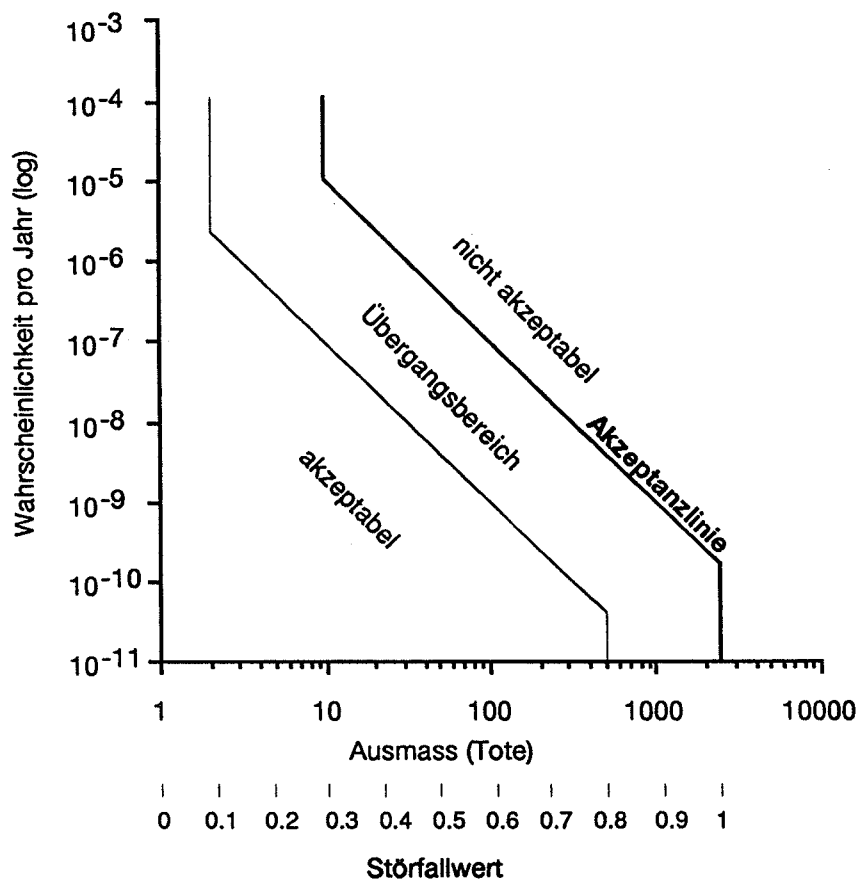
#### **5.4 Schlussfolgerungen (Anhang 4.1 Ziffer 4 StFV)**

Das Risiko bemisst sich als eine Grösse, die sich aus dem möglichen Schadenausmass (getrennt nach Schadenindikatoren, s. Handbuch I zur StFV, Anhang G [17]) und der entsprechenden Eintretenswahrscheinlichkeit zusammensetzt.

Für die Darstellung des Schadenausmasses infolge von Störfällen bei Flüssiggas-Tankanlagen genügt in der Regel die Berücksichtigung der Indikatoren  $n_1$  und  $n_2$ , d.h. Anzahl Todesopfer und Anzahl Verletzte.

Die Risiko-Summenkurve aus den Werten der wesentlichen Störfallszenarien wird im Wahrscheinlichkeits-Ausmass-Diagramm (W-A-Diagramm), wie im Handbuch I zur StfV [17] vorgeschlagen, eingetragen.

Die vom Betrieb ausgehenden Risiken werden ermittelt. Als Ansatz für eine Beurteilung und mögliche Schutzziele für die Schweiz kann z.B. der Vorschlag im Anhang G des Handbuchs I zur StfV [17] herangezogen werden (Figur 5). Dieser Ansatz wird an dieser Stelle nicht weiter diskutiert. Sind die vom Betrieb ausgehenden Risiken erhöht oder nicht akzeptabel, so drängt sich eine Verringerung des Gefahrenpotentials und/oder der Eintretenswahrscheinlichkeit durch zusätzliche Sicherheitsmassnahmen auf. Diese Massnahmen sind aufzuführen, und deren Wirksamkeit auf das vom Betrieb ausgehende Risiko darzustellen (Eintrag im W-A-Diagramm).



Figur 5. Wahrscheinlichkeits-Ausmass-Diagramm für den Schadenindikator  $n_1$ , Todesopfer. (Handbuch I zur StfV, Anhang G [17]).

## **5.5 Zusammenfassung der Risikoermittlung (Anhang 4.1 Ziffer 5 StFV)**

Die Zusammenfassung sollte so abgefasst werden, dass die Sachlage auch für einen Laien (Öffentlichkeit) verständlich ist. Fachausdrücke und Abkürzungen sollten vermieden werden. Die Zusammenfassung muss enthalten:

- Eine Charakterisierung des Betriebs (Geltungsbereich der Ermittlung, Zweckbestimmung des Betriebs, Beschreibung von Prozessen und Anlagen)
- Eine Charakterisierung der wesentlichen Gefahrenpotentiale (Mengen und gefährliche Eigenschaften)
- Eine Beschreibung der Sicherheitsmassnahmen
- Eine Beschreibung der wesentlichen Störfallszenarien und möglichen Folgen für die Bevölkerung oder die Umwelt
- Eine Einschätzung des vom Betrieb ausgehenden Risikos, gegebenenfalls auch unter allfälliger Berücksichtigung von zu realisierenden zusätzlichen Sicherheitsmassnahmen.

## **ANHANG A: Methodik**

## **A1. Vorgehen**

### **A1.1 Allgemeines**

Für die Durchführung der Risikoermittlung empfehlen sich die Methoden der Fehler- und Ereignisbaumanalyse (s. z.B. [1]). Diese Analysemethoden werden in den folgenden Abschnitten kurz vorgestellt. Für detailliertere Angaben wird auf die Literatur verwiesen.

Die Vorgänge, die zu einer Gasfreisetzung führen, sind in der Regel technisches und menschliches Versagen. Sie werden mittels Fehlerbäumen erfasst. Die Ereignisse nach einer Gasfreisetzung sind zeitliche Abfolgen; sie werden durch Ereignisbäume beschrieben [1].

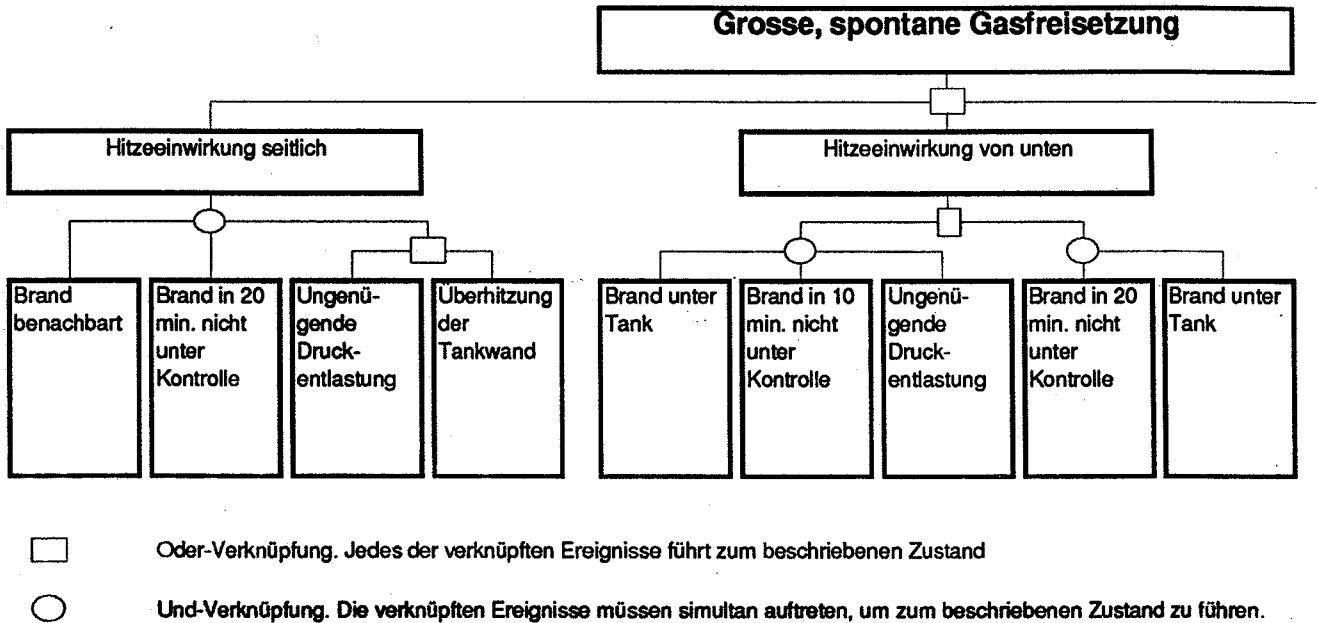
Während der Bearbeitung des Berichts hat sich gezeigt, dass die Ergebnisse der verschiedenen betrachteten Modelle für die Berechnung von Wirkungen und Folgen um höchstens einen Faktor vier bis sechs voneinander differieren. Bei der Ermittlung der Eintretenswahrscheinlichkeiten von Freisetzungen, Wirkungen und Folgen hingegen können die Angaben je nach Quelle und Überlegung um ein bis zwei Grössenordnungen streuen. Deshalb wurde bei der Eingrenzung der Eintretenswahrscheinlichkeiten mittels der Fehler- und Ereignisbaumanalytik verhältnismässig mehr Aufwand betrieben als bei der Verfeinerung der Rechenmodelle.

Als relevante Ereignisse im Sinne der StfV [45] werden nur grosse Freisetzungen, d.h. Freisetzungen, die ausserhalb des Betriebsareals zu Schäden führen können (s. Art. 2, Abs. 4a StfV [45]), betrachtet. Kleinere Freisetzungen werden nur als mögliche Auslöser von grossen Freisetzungen betrachtet.

### **A2.2 Fehlerbaumanalyse**

Für die Untersuchung der Zuverlässigkeit technischer Systeme hat sich die Fehlerbaumanalyse bewährt. Bei ihr geht man von einer Gefahr oder einem unerwünschten Ereignis aus (= "Top Event") und sucht nach allen Ursa-

chen, die zu diesem Ereignis führen. Die Darstellung der Zusammenhänge erfolgt in einer graphischen Darstellung mit Hilfe der binären Logik, die nur das Funktionieren bzw. den Ausfall von Komponenten kennt (Figur 6).



Figur 6. Beispielhafte Darstellung eines Fehlerbaums (Ausschnitt). Das Ereignis "Grosse spontane Gasfreisetzung" wird als "Top Event" bezeichnet. Ausgehend vom Top Event werden durch ein deduktives Verfahren die notwendigen zugrunde liegenden Fehler und Ereignisse eruiert, d.h. für eine Gefahr oder ein unerwünschtes Ereignis wird die Antwort auf die Frage "Wie kann es passieren?" gesucht. Die Ursachen können mit Eintretenswahrscheinlichkeiten beziffert werden (s. Fig. 8 und 9). Die Berechnung der Wahrscheinlichkeit des Top Events erfolgt nach den anschliessend gezeigten Auswerteverfahren.

Auswerteverfahren für Fehlerbäume

Fehlerbäume setzen sich aus Seriensystemen (= "Oder-Verknüpfungen") und Parallelsystemen (= "Und-Verknüpfungen") zusammen. Das Auswerteverfahren erfolgt nach folgenden Grundregeln:

Seriensystem allgemein für i Elemente:

$$F(q) = 1 - \prod_i (1 - q_i)$$

F(q): Ausfallwahrscheinlichkeit des Gesamtsystems

q<sub>i</sub>: Ausfallwahrscheinlichkeit des Systemelementes i

Beispiel: Seriensystem für 2 Systemelemente A und B:

$$F(q) = 1 - [(1 - q_A)(1 - q_B)]$$

Parallelsystem allgemein für i Elemente:

$$F(q) = \prod_i q_i$$

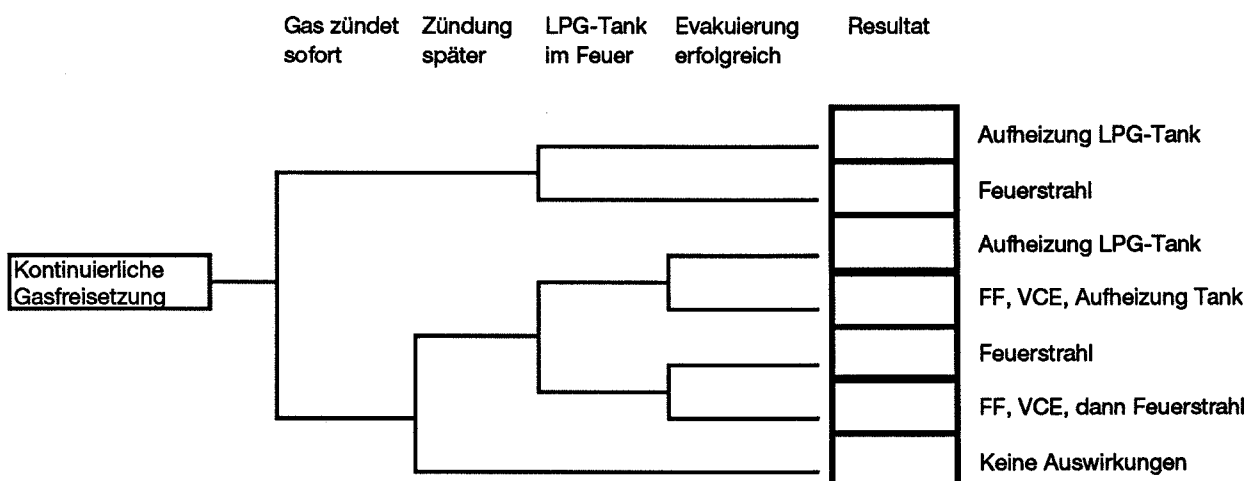
Beispiel: Seriensystem für 2 Systemelemente A und B:

$$F(q) = q_A \cdot q_B$$

### A2.3 Ereignisbaumanalyse

Ausgehend vom Top-Event wird der mögliche weitere Ereignisablauf analysiert (Figur 7). Im Gegensatz zum Fehlerbaum sind es hier in der Regel in einer zeitlichen Abfolge stattfindende Ereignisschritte, die untersucht werden. Jeder Ereignisschritt ist dabei von einem ja-nein Entscheid abhängig.

Für jeden Ausgang des Ereignisbaums (Szenarien) müssen dann das Schadenausmass und die zugehörige Wahrscheinlichkeit ermittelt werden. Die Wahrscheinlichkeit der einzelnen Szenarien werden durch numerische Auswertung der Fehler- und Ereignisbäume erhalten. Über Modelle von Wirkungs- und Expositionsmustern werden die zugehörigen Schäden ermittelt.

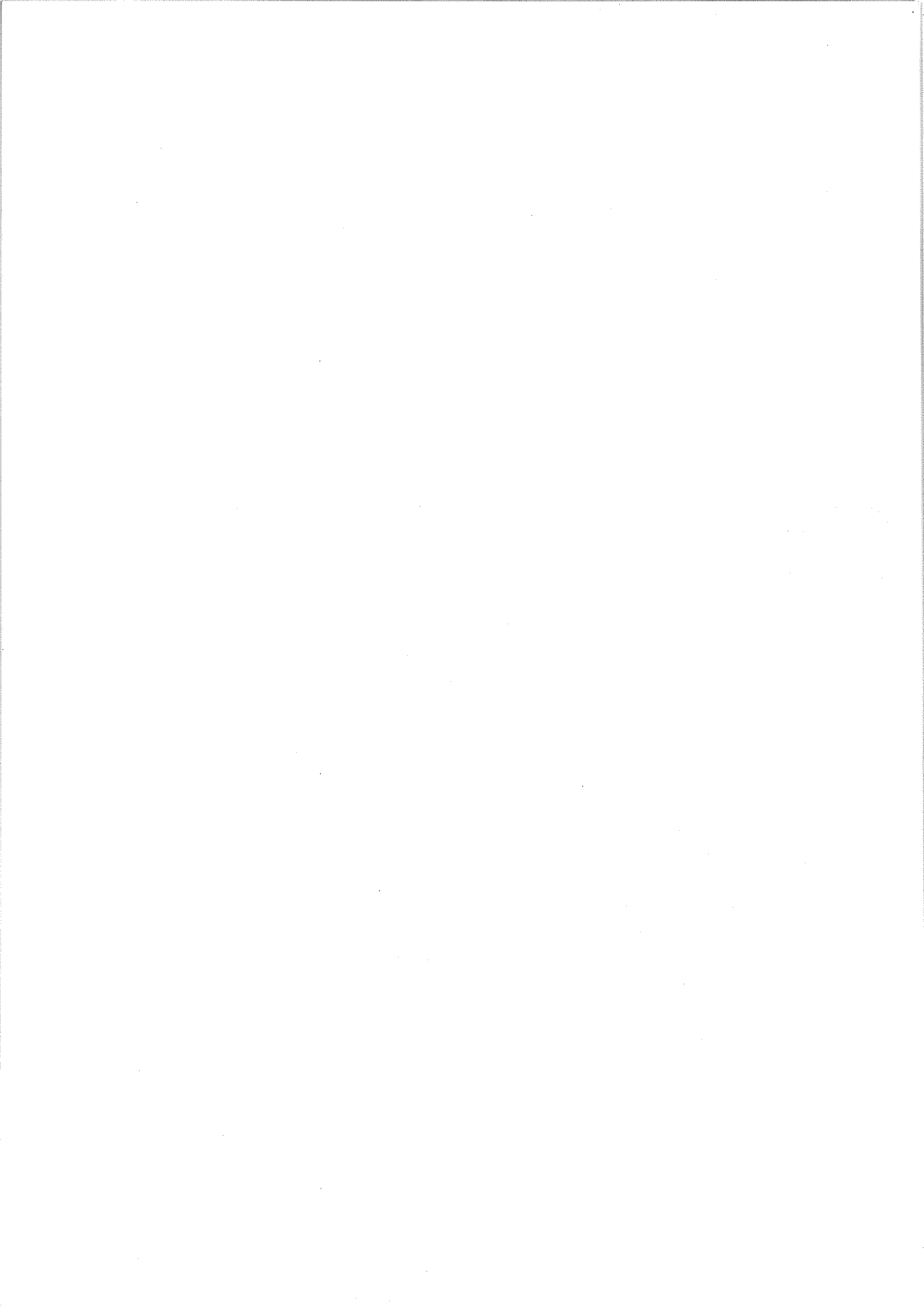


Figur 7. Beispielhafte Darstellung eines Ereignisbaums. Ausgehend vom Top Event werden die Ereignisschritte mittels eines induktiven Verfahrens in zeitlicher Abfolge analysiert, d.h. bei der Annahme eines unerwünschten Ereignisses wird die Antwort auf die Frage "Was kann passieren?" gesucht. Verzweigung nach oben, Ereignis trifft ein; Verzweigung nach unten, Ereignis trifft nicht ein. Ganz rechts erhält man eine Szenarienliste. Die Ja-Nein Verzweigungen können noch mit Wahrscheinlichkeiten bewertet werden (s. Figuren 11 und 12). FF, Flash Fire; VCE, Vapor Cloud Explosion.

Auswerteverfahren für  
Ereignisbäume

Die Wahrscheinlichkeit eines Szenariums berechnet sich als Produkt aller Wahrscheinlichkeiten der Ereignisschritte, die zu diesem Szenarium führen, und des Eingangswertes (Top Event).





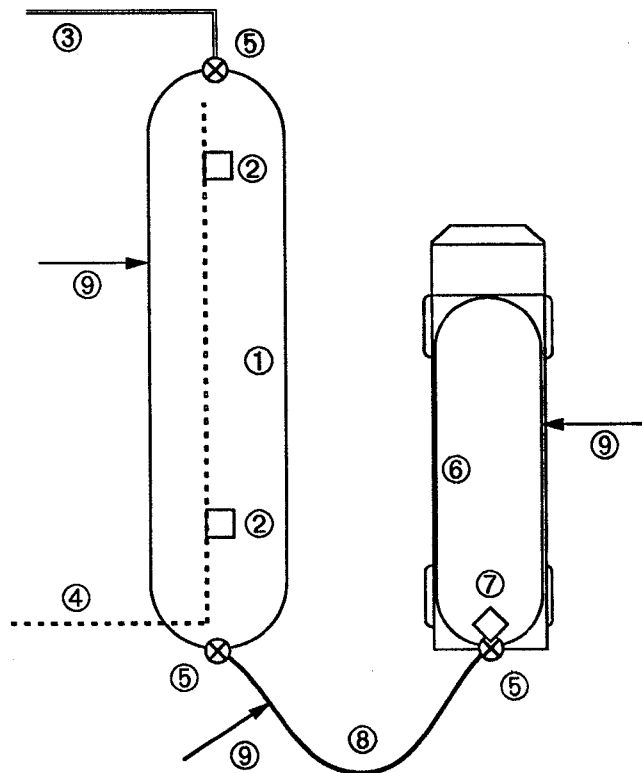
## **ANHANG B: Freisetzungsvorgänge**

## B1. Einleitung

Zur systematischen Analyse der möglichen, relevanten Freisetzungsvorgänge wird im folgenden die Methode der Fehlerbaumanalyse verwendet (s. auch Anhang A). Als relevant hinsichtlich der möglichen Auswirkungen werden grosse, spontane und kontinuierliche Freisetzungen betrachtet. Die Folgen kleinerer Freisetzungen, wie zum Beispiel von Dichtungslecks, werden nur hinsichtlich eines möglichen Auslösens einer grösseren Freisetzung betrachtet, d.h. ihre Wirkungen werden nicht direkt quantifiziert.

Massgebende  
Systemelemente

Das Prinzipschema in Figur 8 zeigt die für die Fehlerbaumanalyse massgebenden Systemelemente.



Figur 8. Massgebende Systemelemente für die Fehlerbaumanalysen.

- ① Flüssiggas-Tank mit Behälteranschlüssen, Peilventil, Füllstandsanzeige inkl. Dichtungen
- ② Sicherheitsventile
- ③ Produkteleitung im Nahbereich
- ④ Tankkühlung
- ⑤ Rohrbruchsicherungen
- ⑥ Flüssiggas-Tankfahrzeug während der Befüllung
- ⑦ Bodenventil
- ⑧ Füllschlauch
- ⑨ Betriebliche und umgebungsbedingte Störfallursachen

Die Fehlerbäume der Figuren 9 und 10 sind entsprechend auf zwei Top Events ausgerichtet, nämlich die grosse, spontane Freisetzung und die kontinuierliche Gasfreisetzung. Sie werden von unten nach oben gelesen, beginnend mit den auslösenden Ereignissen über das Netzwerk von logischen Ereignisschritten bis zum Top Event.

#### Gefahrensuche

Bei Anlagen, die stark von der in Figur 8 schemahaft dargestellten Anlage abweichen (beispielsweise Kugeltanks oder grosse, komplexe Anlagen), müssen die hier gezeigten Fehlerbäume durch eine Gefahrensuche überprüft und gegebenenfalls ergänzt werden. Dazu eignet sich das HAZOP-Verfahren (Hazard and Operability Study).

#### Fiktives Beispiel

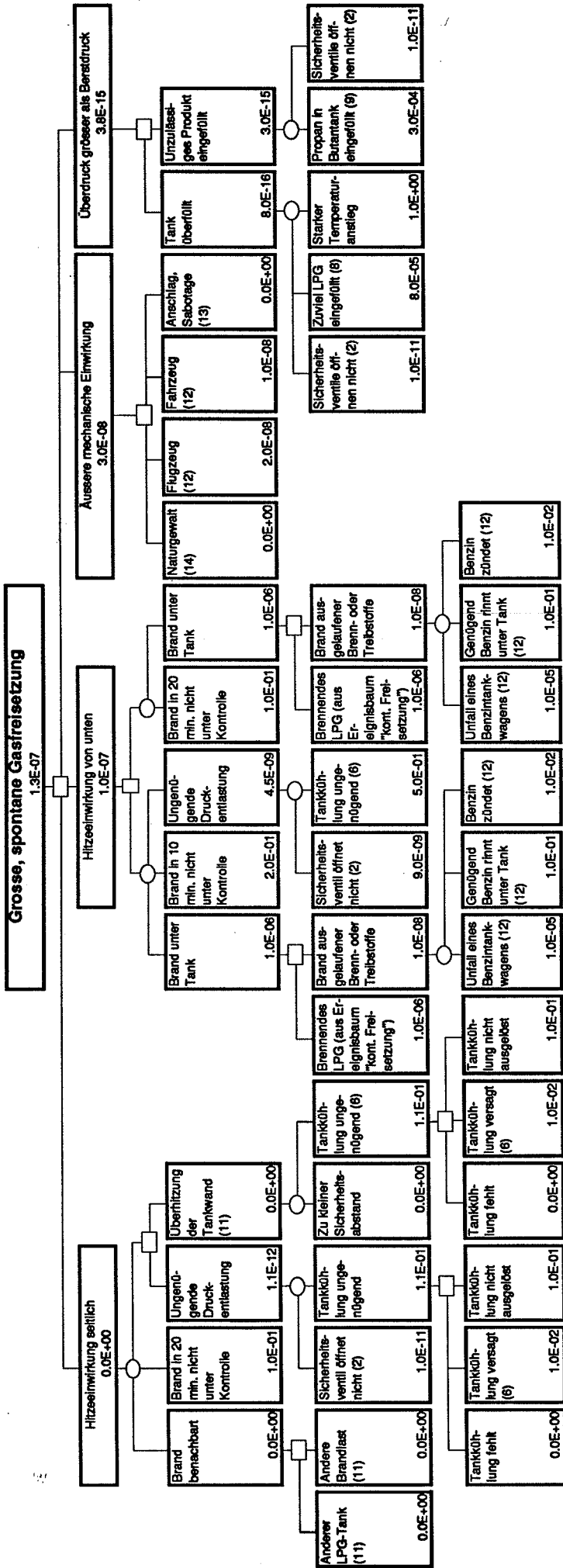
Die in den beiden Fehlerbäumen enthaltenen Angaben zu den Wahrscheinlichkeiten haben nur exemplarischen Charakter: Es wurde beispielsweise angenommen, dass keine seitliche Brandlasten vorhanden sind (resp. der Sicherheitsabstand ausreicht)<sup>16</sup>, und dass pro Jahr 12 Befüllungen stattfinden. Für jeden Tank muss aus den anlagespezifischen Gegebenheiten die gültigen Werte ermittelt und eingesetzt werden.

#### Wahrscheinlichkeiten

Die folgenden Abschnitte sind als Hilfe für die Ermittlung dieser Werte zu verstehen. Die einzelnen Ereignisschritte werden hinsichtlich deren Eintretenswahrscheinlichkeiten diskutiert. Dazu wurden Literaturangaben gesichtet und als Schlussfolgerung die relevanten Werte für den Rahmenbericht abgeleitet. Die einzelnen Abschnitte sind mit Nummern in Klammern versehen, die den entsprechend nummerierten Kästchen in den Fehlerbäumen entsprechen.

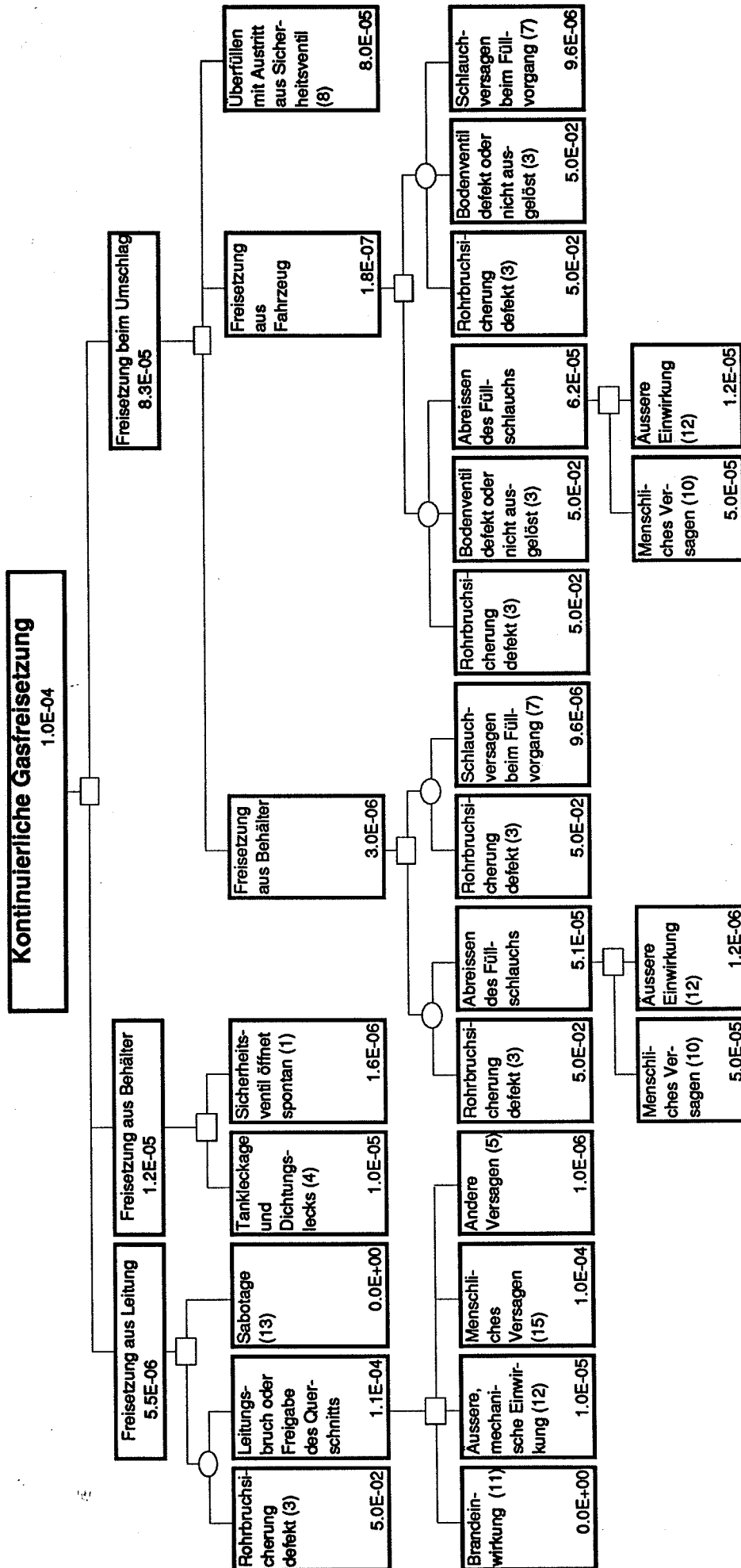
Angaben zu den Wahrscheinlichkeiten sind teilweise nur schwer zu eruieren. Es ist möglich, dass diese zu einem späteren Zeitpunkt verfügbar werden.

<sup>16</sup>Überlegungen zur Wirkung seitlicher Brandlasten (beispielsweise von Stehtanklagern oder anderen Flüssiggaslagern auf Flüssiggas-Tankanlagen) finden sich im Anhang E.



- Oder-Verknüpfung. Jedes der verknüpften Ereignisse führt zum beschriebenen Zustand
- Und-Verknüpfung. Die verknüpften Ereignisse müssen simultan auftreten, um zum beschriebenen Zustand zu führen.

Figur 9: Fehlerbaum "Grosse, spontane Gasfreisetzung". Die eingesetzten Wahrscheinlichkeiten haben bloss demonstrativen Charakter und dürfen im konkreten Fall nicht unbeesehen übernommen werden. Die Rechenanweisung befindet sich im Anhang A2.2. Die Zahlen in Klammern beziehen sich auf die Kommentare im Anhang B2.



- Oder-Verknüpfung. Jedes der verknüpften Ereignisse führt zum beschriebenen Zustand
- Und-Verknüpfung. Die verknüpften Ereignisse müssen simultan auftreten, um zum beschriebenen Zustand zu führen.

Figur 10: Fehlerbaum "Kontinuierliche Freisetzung". Die eingesetzten Wahrscheinlichkeiten haben bloss demonstrativen Charakter und dürfen im konkreten Fall nicht unbesehen übernommen werden. Die Rechenanweisung befindet sich im Anhang A2.2. Die Zahlen in Klammern beziehen sich auf die Kommentare im Anhang B2.

## B2. Kommentare zu den Fehlerbäumen

### (1) Freisetzung aus Sicherheitsventil

Gemäss VDI-Fachband 2 [9, Tabelle 4-2] ist für Sicherheitsventile (Gasphase) mit einer Leckagewahrscheinlichkeit von  $2 \cdot 10^{-3}$  pro Jahr im stationären Zustand zu rechnen. Dies hat eine Ereigniswahrscheinlichkeit von  $10^{-4}$  pro Behälterjahr für eine Schadenreichweite über 10 m zur Folge [9, Tabelle 7-3].

Lees [19] gibt für die jährliche Versagensrate (Leckage) von Sicherheitsventilen mit  $1.8 \cdot 10^{-2}$  bis  $2.2 \cdot 10^{-2}$  an. Taylor und Platz [37] bewerten die Versagensrate auf  $4.4 \cdot 10^{-3}$ .

Für ein vorzeitiges Öffnen (ganzer Querschnitt) gibt Lees [19] eine Wahrscheinlichkeit von  $8.8 \cdot 10^{-8}$  pro Jahr an (Bereich:  $2.6 \cdot 10^{-8}$  bis  $2.6 \cdot 10^{-7}$  pro Jahr).

Schlussfolgerung

Eine kleine Leckage des Sicherheitsventils wird als nicht relevant eingestuft.

Die Freigabe des ganzen Querschnittes (komplettes Versagen) wird mit  $2 \cdot 10^{-7}$  pro Jahr und pro Ventil bewertet.

### (2) Versagen (Blockierung) Sicherheitsventil

Gemäss VDI-Fachband 2 [9, Tabelle 2-5] ist mit einer Ausfallwahrscheinlichkeit von  $2 \cdot 10^{-5}$  pro Anforderung zu rechnen. Dieser Wert stützt sich auf Ergebnisse einer TNO-Rechnung, in welcher in 25 Jahren kein Fall bekannt wurde, bei dem bis zum Überdruckversagen eines Druckbehälters das Sicherheitsventil nicht ansprach. Dieser Wert wird von anderen Autoren [4, 19] bestätigt ( $10^{-5}$  pro Operation).

Lees [19] beziffert die Wahrscheinlichkeit der Blockierung eines Sicherheitsventils mit  $10^{-5}$  pro Anforderung. (Bereich:  $3 \cdot 10^{-6}$  bis  $3 \cdot 10^{-5}$ ).

## Schlussfolgerung

Die Versagenswahrscheinlichkeit eines Sicherheitsventils im Anforderungsfall wird mit  $10^{-5}$  bewertet<sup>18</sup>. Die Wahrscheinlichkeit, dass bei der Montage oder Revision ein Ventil irrtümlicherweise nicht geöffnet wird, wird mit  $3 \cdot 10^{-4}$  beziffert (grobes menschliches Versagen)<sup>19</sup>.

Die Druckentlastung eines in Flammen stehenden Tanks wird dann ungenügend (10 Min. Kriterium), wenn die erforderliche Abblaseleistung nicht verfügbar ist. Für einen Ventilblock mit 4 Ventilen ist dies beim Ausfall von 2 Ventilen der Fall, was einer Wahrscheinlichkeit  $3 \cdot 10^{-4} \cdot 3 \cdot 10^{-5} = 9 \cdot 10^{-9}$  entspricht<sup>20</sup>.

Die Druckentlastung eines seitlich angestrahlten Tanks wird dann als ungenügend erachtet (20 Min.-Kriterium), wenn 3 Ventile des Viererblocks versagen. Die Ausfallwahrscheinlichkeit beträgt dann  $3 \cdot 10^{-4} \cdot 3 \cdot 10^{-5} \cdot 10^{-5} = 9 \cdot 10^{-14}$ .

Beim versehentlichen Einfüllen von Propan in einen Butangastank oder beim Überfüllen eines Propangastanks ist die Blockierung aller vier Ventile entscheidend. Für einen Ventilblock von vier Ventilen beträgt die Ausfallwahrscheinlichkeit  $3 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-15} = 3 \cdot 10^{-19}$ .

Es wird vorgeschlagen, dass Wahrscheinlichkeiten, die rechnerisch mit  $< 10^{-11}$  ausgewiesen werden, gleich  $10^{-11}$  gesetzt werden (=Grenze des W-A Diagramms gemäss Anhang G im Handbuch zur StFV [17]).

<sup>18</sup>Die Arbeitsgruppe ist sich bewusst, dass die Versagenswahrscheinlichkeit von  $10^{-5}$  im Anforderungsfall dem Stand des Wissens entspricht, und dass sie möglicherweise revidiert werden muss. Bei neueren BLEVE-Tests mit kleinen Tanks ( $1.9 \text{ m}^3$ ) und einem Sicherheitsventil barst in einem von drei Fällen der Tank bei einem Druck von 24 bar, und zwar bevor das Sicherheitsventil öffnete ("Arthur D. Little-Studie" [46], USA, 1992). Die in dieser Studie verwendeten Ventile sind technisch mit denjenigen identisch, die in den grossen Tanks in den Viererblocks Verwendung finden. Kommentar: Der beobachtete Berstdruck von 24 bar ist tief; andere Tanks barsten in der erwähnten Studie [46] bei 52, 63 und 66 bar. Gemäss einer deutschen Studie [9] bedeutet die Wahrscheinlichkeit des Nichtansprechens, nicht, dass die Sicherheitsventile beim Erreichen des Einstellwertes geschlossen bleiben, sondern dass sie bis zum Erreichen des Berstdrucks versagen.

<sup>19</sup>Aus technischen Gründen kann bei der Montage oder Revision nur 1 Ventil pro Block geschlossen werden.

<sup>20</sup>Die Versagenswahrscheinlichkeit von einem Ventil beträgt  $10^{-5}$ . Die Wahrscheinlichkeit, dass eines von den drei übriggebliebenen Ventilen blockiert ist  $3 \cdot 10^{-5}$ .



### **(3) Versagen der Rohrbruchsicherung oder des Bodenventils (mittlere Freisetzung)**

Rohrbruchsicherungen gleichen von der Konstruktion her Rückschlagventilen. Da über die Ausfallwahrscheinlichkeit von Rückschlagventilen mehr bekannt ist als von Rohrbruchsicherungen, werden oft jene Werte verwendet.

Gemäss VDI Fachband 2 [9, Tabelle 2-3] ist mit einer Nichtverfügbarkeit von  $10^{-1}$  bis  $3 \cdot 10^{-1}$  pro Anforderung zu rechnen. Taylor und Platz [37] setzen den Wert auf  $10^{-2}$  an.

In Blything and Reeves [5] wird die Fehlerrate auf  $1.3 \cdot 10^{-1}$  pro Anforderung berechnet, wenn sie alle 10 Jahre getestet werden (bei 8jährigem Zyklus: 0.1).

Schlussfolgerung

Die Versagensrate einer Rohrbruchsicherung wird auf  $5 \cdot 10^{-2}$  angesetzt.

Defekt oder Nichtauslösen des Bodenventils wird gleich behandelt (ähnliche Technologie).

### **(4) Tankleckage und Dichtungslecks**

Blything and Reeves [5] berechnen für eine Leckage der Mannlochdichtung in ihrer Studie den Wert  $10^{-7}$  pro Jahr.

Allgemeines Dichtungs- oder Flanschversagen wird mit  $5 \cdot 10^{-6}$  für kleine und  $3.5 \cdot 10^{-7}$  für mittlere Lecks angegeben. Die Wahrscheinlichkeit grosser Lecks infolge Dichtungs- oder Flanschversagens wird mit 0 beziffert.

Gemäss VDI Fachband 2 [9, Tabelle 6-5] ist für freistehende Industriebehälter mit folgenden Häufigkeiten zu rechnen:

| Art der Freisetzung | Freisetzungsrate (kg s <sup>-1</sup> ) | Wahrscheinlichkeit pro Jahr |
|---------------------|--|-----------------------------|
| Gasstrahl           | 0.007                                  | 8·10 <sup>-5</sup>          |
|                     | 0.07                                   | 2·10 <sup>-4</sup>          |
|                     | 0.7                                    | 5·10 <sup>-6</sup>          |
|                     | 7                                      | 2·10 <sup>-5</sup>          |
| Flüssigstrahl       | 0.02                                   | 5·10 <sup>-5</sup>          |
|                     | 0.2                                    | 1·10 <sup>-4</sup>          |
|                     | 2                                      | 5·10 <sup>-6</sup>          |
|                     | 20                                     | 3·10 <sup>-6</sup>          |

An anderer Stelle [9, Tabelle 7-3] wird die Wahrscheinlichkeit, dass eine Leckage zu einer Schadenreichweite über 10 m <sup>20</sup> führt, für oberirdische Industriebehälter mit 4·10<sup>-6</sup> beziffert.

Lees [19] gibt für Versagenswahrscheinlichkeiten pro Jahr für folgende Elemente an:

|                                   |   |
|-----------------------------------|---|
| Standarddruckgefäße               | 3·10 <sup>-3</sup> bis 3·10 <sup>-2</sup> |
| Kugelbehälter (inkl. Erdgas etc.) | 2·10 <sup>-7</sup> bis 2·10 <sup>-6</sup> |

Weiter findet man eine Angabe zur Versagenswahrscheinlichkeit von Schweissnähten (Tankqualität): 2.6·10<sup>-11</sup> pro Jahr (Bereich: 8.8·10<sup>-13</sup> bis 8.8·10<sup>-10</sup> pro Jahr) [19].

In der Canvey Island Studie [19] wird eine Wahrscheinlichkeit eines spontanen Tankversagens von 10<sup>-5</sup> bis 10<sup>-4</sup> pro Jahr angenommen. Erläuterung:

Die Wahrscheinlichkeit, dass ein Tank repariert oder aus dem Verkehr gezogen werden muss beträgt 3·10<sup>-4</sup> pro Jahr. Es wird angenommen, dass der kritische Defekt (Loch, Riss) kleiner ist als die Wanddicke (kleines Leck). Wenn ein effizientes Inspektionssystem durchgesetzt wird, wird angenommen, dass 90% der Defekte rechtzeitig erfasst werden. Die Wahrscheinlichkeit eines nicht erkannten Fehlers reduziert sich somit auf etwa 3·10<sup>-5</sup> pro Jahr. In der Canvey Island Studie [19] wurde deshalb mit einer

<sup>20</sup>Es wird davon ausgegangen, dass Ereignisse mit einer Schadenreichweite bis zu 10 m in allen Fällen auf das Betriebsareal beschränkt bleiben.

Versagenswahrscheinlichkeit von  $10^{-5}$  pro Jahr gearbeitet. Es ist nicht gesagt, dass das erwähnte Versagen zu einem Störfall führt.

Für die Schweiz wurden bisher keine Korrosionsschäden bekannt [24]. Weltweit wurden keine Störfälle, denen ein Korrosionsschaden zugrunde liegt, bekannt [9, 38]).

In der holländischen Rijnmond-Studie [9] wurde für das katastrophale Versagen von Kugelbehältern folgende Wahrscheinlichkeiten angegeben:  $2.3 \cdot 10^{-7}$  pro Jahr (Behälter voll),  $1.8 \cdot 10^{-6}$  (Behälter halbvoll).

Kleine Kupplungslecks werden vernachlässigt, da der Fahrer den Füllvorgang bei einem Leck stoppen kann [5].

Schlussfolgerung

Tank- und Dichtungsleckagen (kontinuierliche Freisetzungen) werden zusammen abgedeckt durch den Wert  $10^{-5}$  pro Jahr.

#### (5) Rohrleckagen und -brüche

Lees [19] gibt Versagenswahrscheinlichkeiten (für eine nicht näher definierte Länge) für folgende Elemente an:

|                  |                   |
|------------------|-------------------|
| Rohre            | $2 \cdot 10^{-3}$ |
| Rohrverbindungen | $4 \cdot 10^{-3}$ |

An anderer Stelle gibt Lees [19] die Wahrscheinlichkeit eines (spontanen) Rohrbruchs für Rohre  $\leq 3$  inch mit  $8.8 \cdot 10^{-12}$  pro Jahr an (Bereich  $2.6 \cdot 10^{-13}$  bis  $2.6 \cdot 10^{-10}$ ).

Erdmann (Zitat in [19]), berechnete eine Versagenswahrscheinlichkeit (Bruch) von  $1.5 \cdot 10^{-6}$  pro Jahr und "Sektion".

Schlussfolgerung

Die Wahrscheinlichkeit eines Leitungsbruchs <sup>21</sup> wird mit  $10^{-6}$  pro Jahr beziffert.

<sup>21</sup>Für Leitungen unter 3 Zoll, im Nahbereich der Tankanlage; s. Abschn. 1.2

### (6) Berieselungsanlage nicht verfügbar

Gemäss VDI-Fachband 2 [9, Tabelle 2-5] ist mit einer Ausfallwahrscheinlichkeit von  $4 \cdot 10^{-2}$  pro Anforderung zu rechnen. Dieser Wert berücksichtigt bereits das Ausfallen einer einzigen Düse, da dies bereits das Versagen der Kühlfunktion zur Folge hätte. Taylor und Platz [37] geben für die Ausfallwahrscheinlichkeit der Sprinkleranlage  $8 \cdot 10^{-3}$  pro Anforderung.

Selway [26] kommt in seiner Berechnung auf eine Ausfallwahrscheinlichkeit von ca.  $10^{-3}$  im Sommer und  $2 \cdot 10^{-3}$  im Winter.

Schlussfolgerung

Die Versagensrate der Berieselungsanlage wird für seitliche Hitzewirkungen mit  $10^{-2}$  bewertet (geringere Verfügbarkeit ist zulässig)

Im Falle der Unterfeuerung wird angenommen, dass in 50% der Fälle die Kühlleistung nicht genügt (hohe Verfügbarkeit notwendig, Möglichkeit des Abreissens des Wasserfilms ist gegeben).

### (7) Schlauchversagen beim Füllvorgang

Ein Platzen eines Füllschlauches führt nur bei offenen Ventilen zu einer relevanten Freisetzung.

Gemäss VDI-Fachband 2 [9, (Tabelle 2-4)] ist mit einer Wahrscheinlichkeit von  $2 \cdot 10^{-5}$  pro Anforderung mit Platzen (ganzer Schlauchquerschnitt) und von  $2 \cdot 10^{-4}$  pro Anforderung mit einer Leckage zu rechnen.

Im Abschn. 7.2.2.5.2 und Tabelle 7.1-1 derselben Studie [9] werden für Flüssiggasfüllschläuche Ausfallraten von  $1-3 \cdot 10^{-7} \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-1}$  angegeben. Bei einer Schlauchlänge von 40 m und einer Füllzeit von 1 h und 12 Befüllungen pro Jahr berechnet sich die Versagenswahrscheinlichkeit auf  $4.8-14.4 \cdot 10^{-5}$  pro Jahr.

In Tabelle 6-5 [9] werden die Ereignisabläufe ausdrücklich für Industriebehälter quantifiziert. Dabei wird nicht spezifiziert, mit wieviel Anforderungen pro Jahr gerechnet wird (vermutlich sind es 10 Anforderungen pro Jahr).

Schlauch:

|                                     |                            |
|-------------------------------------|----------------------------|
| Leck mit $0.07 \text{ kg s}^{-1}$ : | $2 \cdot 10^{-3}$ pro Jahr |
| Leck mit $0.2 \text{ kg s}^{-1}$ :  | $7 \cdot 10^{-4}$          |
| Leck mit $7 \text{ kg s}^{-1}$ :    | $3 \cdot 10^{-4}$          |
| Leck mit $20 \text{ kg s}^{-1}$ :   | $2 \cdot 10^{-4}$          |

Bei Lees [19] findet man für leicht belastete Schläuche eine Versagenswahrscheinlichkeit von  $3.5 \cdot 10^{-2}$  und für schwer belastete eine solche von  $3.5 \cdot 10^{-1}$  pro Jahr.

Bei Blything and Reeves [5] findet man den Wert  $7.6 \cdot 10^{-7}$  pro Transfer, welcher sich auf die Auswertung von 922'000 Operationen stützt (kein Fall bekannt).

In der Schweiz (40'000 Tankjahre Erfahrung, bei durchschnittlich 10 Befüllungen pro Jahr) ist bis jetzt kein Fall bekannt (1/400'000) [24]. Dies entspricht einem Wert von unter  $2.5 \cdot 10^{-6}$  pro Vorgang.

Schlussfolgerung

Die Wahrscheinlichkeit, dass beim Füllen ein Schlauch platzt, wird mit  $8 \cdot 10^{-7}$  pro Vorgang eingesetzt.

### (8) Überfüllung des Tanks

Für die Abschätzung der Wahrscheinlichkeit pro Jahr für eine Überfüllung eines Tanks ist zu berücksichtigen [9, (Tabelle 4-5):

- Die Häufigkeit der Befüllungen pro Jahr (Annahme: 12)
- Die Wahrscheinlichkeit, dass das Peilventil nicht offen oder unbenutzt verschlossen ist (Annahme :  $7 \cdot 10^{-1}$ )
- Die Wahrscheinlichkeit, dass das Füllstandanzeigergerät einen zu niedrigen Wert anzeigt (Annahme  $2 \cdot 10^{-2}$ )

Daraus berechnet sich die Häufigkeit eines Überfüllens mit  $2 \cdot 10^{-1}$  pro Jahr.

In Tabelle 7-3 [9] wird die Wahrscheinlichkeit, dass eine Überfüllung zu einer Schadenreichweite über 10 m führt, für oberirdische Industriebehälter mit  $8 \cdot 10^{-5}$  beziffert. Dieser Wert liegt eher im oberen Bereich des Streubereiches [9].

Bei Lees [19] wird für die Wahrscheinlichkeit, dass die Füllstandsanzeige nicht beachtet wird, oder dass keine Handlung unternommen wird mit  $3 \cdot 10^{-2}$  -  $4 \cdot 10^{-2}$  angegeben. Bei 12 Füllungen pro Jahr beträgt die Wahrscheinlichkeit  $3.6 \cdot 10^{-1}$  -  $4.8 \cdot 10^{-1}$  pro Jahr.

Kommentar

Wird ein Tank während dem Füllvorgang überfüllt, so hört der Fahrer dies am verlangsamten Lauf der Förderpumpe. Diese kommt gegen den beim Überfüllen entstehenden Überdruck nicht an.

Schlussfolgerung

Dieses Ereignis wird als nicht relevant betrachtet.

Die Überfüllung eines Tanks, ohne dass der Fahrer dies bemerkt, wird mit  $8 \cdot 10^{-5}$  eingesetzt (12 Beladungen pro Jahr).

### (9) Einfüllen von Propan in Butangastank

Schlussfolgerung

Es handelt sich um mehrfaches menschliches Versagen ( $< 10^{-5}$  pro Handlung). Bei 12 Befüllungen pro Jahr beträgt die Wahrscheinlichkeit  $< 10^{-4}$  pro Jahr.

### (10) Vorzeitiges Abfahren mit Abriss des Füllschlauches

Blything und Reeves [5] leiten einen Wert von  $4 \cdot 10^{-6}$  pro Füllvorgang ab (Auswertung von 922'000 Operationen mit 3 Abrissen).

Schlussfolgerung

Bei 12 Füllungen pro Jahr beträgt die Wahrscheinlichkeit eines Abreisens des Füllschlauches  $5 \cdot 10^{-5}$  pro Jahr.

### (11) Äussere Brandwirkung auf den Tank

Die Wahrscheinlichkeit einer äusseren Brandwirkung auf die Tankanlage, welche einen Störfall der Tankanlage mit einer Schadenreichweite von mehr als 10 m zur Folge hat wird mit  $10^{-6}$  pro Jahr angegeben [9, Tabelle 7-3].

Die Wahrscheinlichkeit einer äusseren Brandwirkung ist anlagespezifisch und lässt sich durch Abstand und Schutzwände auf vernachlässigbar kleine Werte reduzieren.

Schlussfolgerung

Die Wahrscheinlichkeit muss anlagespezifisch ermittelt werden. Überlegungen zur Wirkung seitlicher Brandlasten (beispielsweise von Stehtanklagern oder anderen Flüssiggaslagern auf Flüssiggas-Tankanlagen) finden sich im Anhang E.

## (12) Äussere mechanische Wirkung

### (12.1) Flugzeugabsturz

Die Wahrscheinlichkeit, dass ein Flugzeug auf eine Fläche von 1 ha trifft beträgt für die Schweiz durchschnittlich  $8 \cdot 10^{-8}$  pro Jahr [7]. Die Wahrscheinlichkeit, dass es in der Folge zu einer grossen Freisetzung kommt, wird mit  $10^{-1}$  bis 1 eingesetzt.

Schlussfolgerung

Die Wahrscheinlichkeit einer grossen, spontanen Freisetzung als Folge eines Flugzeugabsturzes beträgt  $2 \cdot 10^{-8}$ .

Anlagen in den An- und Abflugschneisen von Flugplätzen müssen separat betrachtet werden.

### (12.2) Strassenverkehr

Es wird nur die mechanische Wirkung von Strassenfahrzeugen berücksichtigt. Die Wirkung von Baumaschinen oder von Kranen wird nicht weiter verfolgt. Die Häufigkeit einer Wirkung ist anlagespezifisch. Die Wahrscheinlichkeit mechanischer Wirkungen durch Fahrzeuge (Normalbetrieb und Abkommen von der Fahrbahn) lässt sich durch Schutzmassnahmen (Anfahrerschutz, Schutzwand etc.) auf beliebig kleine Werte reduzieren.

Im VDI-Fachband 2 [9, Abschn. 4.2.2] werden Durchschnittswerte von  $2 \cdot 10^{-5}$  pro Jahr für einen Tankschaden durch ein schweres Motorfahrzeug

geschätzt. Es wird angenommen, dass es in 10% der Kollisionen zu einem Aufreissen des Flüssiggastanks kommt.

In Tabelle 7-3 [9] wird die Wahrscheinlichkeit, dass die Schadenreichweite 10 m überschreitet auf  $4 \cdot 10^{-7}$  geschätzt.

### **Eigene Überlegungen**

Anhand der Verkehrs und Unfallstatistik der Schweiz [28, 40] (Zahlen für 1990) wurden die Wahrscheinlichkeiten pro Jahr für folgende Ereignisse hochgerechnet:

#### **(12.3) Anprall eines Motorfahrzeugs auf Flüssiggas-Tankwagen während dem Befüllen**

Gemäss SUVA-Statistik ist in den letzten 20 Jahren (also seit Beginn der systematischen Erfassung) kein derartiges Ereignis gemeldet worden [24]. In dieser Zeit wurden in der Schweiz gemäss einer Hochrechnung ca. 200'000 Befüllungen vorgenommen. Davon erfolgten höchstens 3% aus am Strassenrand parkierten Flüssiggastankwagen ( $n = 6'000$ ). Die Wahrscheinlichkeit (95% Vertrauensintervall) des Anpralls liegt somit unter  $5 \cdot 10^{-4}$  pro Befüllung.

Mit einer anderen Überlegung kommt man auf folgenden Zahlenwert:

Die Gesamtzahl der Motorfahrzeuge betrug 1990 ca. 3'000'000, davon war etwa die Hälfte ruhend und etwa 5% dieser Zahl an exponierter Stelle am Strassenrand parkiert (75'000). Die Unfallstatistik verzeichnete 1990 ca. 5'000 Unfälle mit Anprall auf am Strassenrand stationierte Fahrzeuge. Die Wahrscheinlichkeit eines Anprallunfalls mit einem am Strassenrand parkierten Fahrzeug beträgt somit  $8 \cdot 10^{-6}$  pro Stunde Parkieren.

Die Wahrscheinlichkeit, mit der es infolge des Anpralls zu einer Freisetzung kommt (Abriss des Füllschlauches) wird auf  $10^{-2}$  veranschlagt.



## Schlussfolgerung

Die Wahrscheinlichkeit eines Anpralls auf ein am Strassenrand stationiertes Flüssiggastankfahrzeug während dem Befüllen mit Freisetzung wird mit  $10^{-7}$  pro Befüllung bewertet.

(12.4) Abkommen eines schweren Motorfahrzeugs (ohne Tankfahrzeuge) von der Strasse

Als Grundlage dienen Angaben zum Abkommen von der Strasse, aufgeschlüsselt nach Fahrzeugtypen [28, 40]. Für die relevante Streckenlänge, auf der das Motorfahrzeug die Strasse verlässt und möglicherweise auf den Tank prallt (Länge des Gefahrenbereiches) wird der Wert von 30 m angenommen. Für ein solches Ereignis gelten folgende Wahrscheinlichkeiten:

|                |                              |
|----------------|------------------------------|
| Autobahnen:    | $7.3 \cdot 10^{-4}$ pro Jahr |
| Hauptstrassen: | $8.5 \cdot 10^{-5}$ pro Jahr |
| Nebenstrassen: | $1.5 \cdot 10^{-5}$ pro Jahr |

Ein Tank ist nur dann durch den Strassenverkehr gefährdet, wenn er

- genügend nah an der Strasse steht (schätzungsweise näher als 20 m)
- kein Ablenk- oder Anfahrschutz besteht (Mauern, Leitplanken, Steinklötze etc.)

Die Wahrscheinlichkeit einer Freisetzung von Flüssiggas wird auf unter  $10^{-1}$  pro Ereignis geschätzt.

(12.5) Abkommen eines Benzin-Tankfahrzeugs von der Strasse

Den Überlegungen liegen die Zahlen vom Abschn. (12.4) zugrunde. Bei Tankfahrzeugen ohne Anhänger wird angenommen, dass der Anteil der Mineralölprodukte führenden Fahrzeuge 90% beträgt, davon benzinführende Fahrzeuge 68% beträgt. Bei den restlichen 10% handelt es sich um andere flüssige Güter, u.a. Flüssiggas (3%). Bei den Tankfahrzeugen mit Anhängern wird angenommen, dass der Anteil der benzinführenden Fahr-

zeuge 68% aller Einheiten beträgt. Die Leerfahrten werden durch einen Faktor 0.5 berücksichtigt.

Die Strassenlänge bei der Flüssiggas-Tankanlage, auf der es zu einem Unfall mit Wirkungen auf die Tankanlage kommen kann, wird auf 100 m veranschlagt.

Autobahnen:  $1.3 \cdot 10^{-5}$  pro Jahr

Hauptstrassen:  $2 \cdot 10^{-6}$  pro Jahr

Nebenstrassen:  $1.2 \cdot 10^{-6}$  pro Jahr

Die Wahrscheinlichkeit einer Freisetzung von genügend Benzin unter die Flüssiggas-Tankanlage wird auf unter  $10^{-1}$  pro Ereignis; die Zündwahrscheinlichkeit wird auf  $10^{-2}$  geschätzt.

#### (12.6) Abkommen eines Flüssiggas-Tankfahrzeugs von der Strasse

Es handelt sich um Tankfahrzeuge ohne Anhänger; es wird angenommen, dass der Anteil der LPG-Fahrzeuge 3% beträgt. 50% der Fahrten werden mit leerem Tank gemacht. Die Strassenlänge bei der Flüssiggas-Tankanlage, auf der es zu einem Unfall mit Wirkungen auf die Tankanlage kommen kann, wird auf 100 m veranschlagt.

Autobahnen:  $3 \cdot 10^{-7}$  pro Jahr

Hauptstrassen:  $4.9 \cdot 10^{-8}$  pro Jahr

Nebenstrassen:  $1.8 \cdot 10^{-8}$  pro Jahr

Die Wahrscheinlichkeit einer Freisetzung von Flüssiggas unter die Flüssiggas-Tankanlage wird auf unter  $10^{-2}$  pro Ereignis; die Zündwahrscheinlichkeit wird auf 0.5 geschätzt.

#### (12.7) Werkverkehr

Selway [26] verwendet für die Beschädigung von Leitungen auf dem Betriebsareal Werte von  $10^{-5}$  bis  $4 \cdot 10^{-5}$  pro Jahr.

Es wird empfohlen, die Wahrscheinlichkeit eines Anpralls eines schweren Motorfahrzeugs auf die Tankanlage auf dem Werkareal mit der Wahrscheinlichkeit des Abkommens von einer Nebenstrasse gleichzusetzen ( $1.5 \cdot 10^{-5}$  pro Jahr).

Schlussfolgerung

Die Wahrscheinlichkeit einer äusseren Wirkung auf das Tankfahrzeug während dem Befüllen, und auf Tank und Leitungen muss anlagespezifisch ermittelt werden.

### **(13) Sabotage, Anschläge und Vandalismus**

Bei diesen Auslösern handelt es sich um bewusst gesteuerte Vorgänge, d.h. die Verteilungsfunktion der Wahrscheinlichkeit zeigt kein stochastisches Verhalten. Daher sind Prognosen zur Eintretenswahrscheinlichkeit kaum möglich.

In einer TNO Studie über Störfälle bei Flüssiggastankanlagen [38] wurde ein (erfolgloses) Ereignis registriert.

### **(14) Naturgewalten**

Diese Auslöser sind stark umgebungsabhängig: Erdbeben, Lawinen, Überflutungen und Überschwemmungen, Murgänge und Erdbeben. Sie sind in einer anlagespezifischen Risikoermittlung gegebenenfalls zu berücksichtigen.

### **(15) Menschliches Versagen**

Je nach Handlung werden Wahrscheinlichkeiten im Bereich von  $10^{-3}$  bis  $10^{-2}$  angegeben [19]. In Anbetracht der mit dem Umgang mit Flüssiggas verbundenen Gefahr wird für dieses Ereignis ein niedrigerer Wert von  $10^{-4}$  als realistisch gewertet.

## **ANHANG C: Wirkungen**

## C1. Ereignisbäume

### C1.1 Ereignisbaum: Grosse, spontane Freisetzung

#### C1.1.1 Füllgrad des Tanks

Der Füllgrad eines Tank zum Zeitpunkt des auslösenden Ereignisses (nach 15-minütigem Abblasen) hängt sehr stark vom Betrieb ab. Der entsprechende Wert für den Ereignisschritt "Tank voll" und "Tank halbvoll" im Ereignisbaum muss deshalb betriebsspezifisch ermittelt werden (Figur 11 und 12).

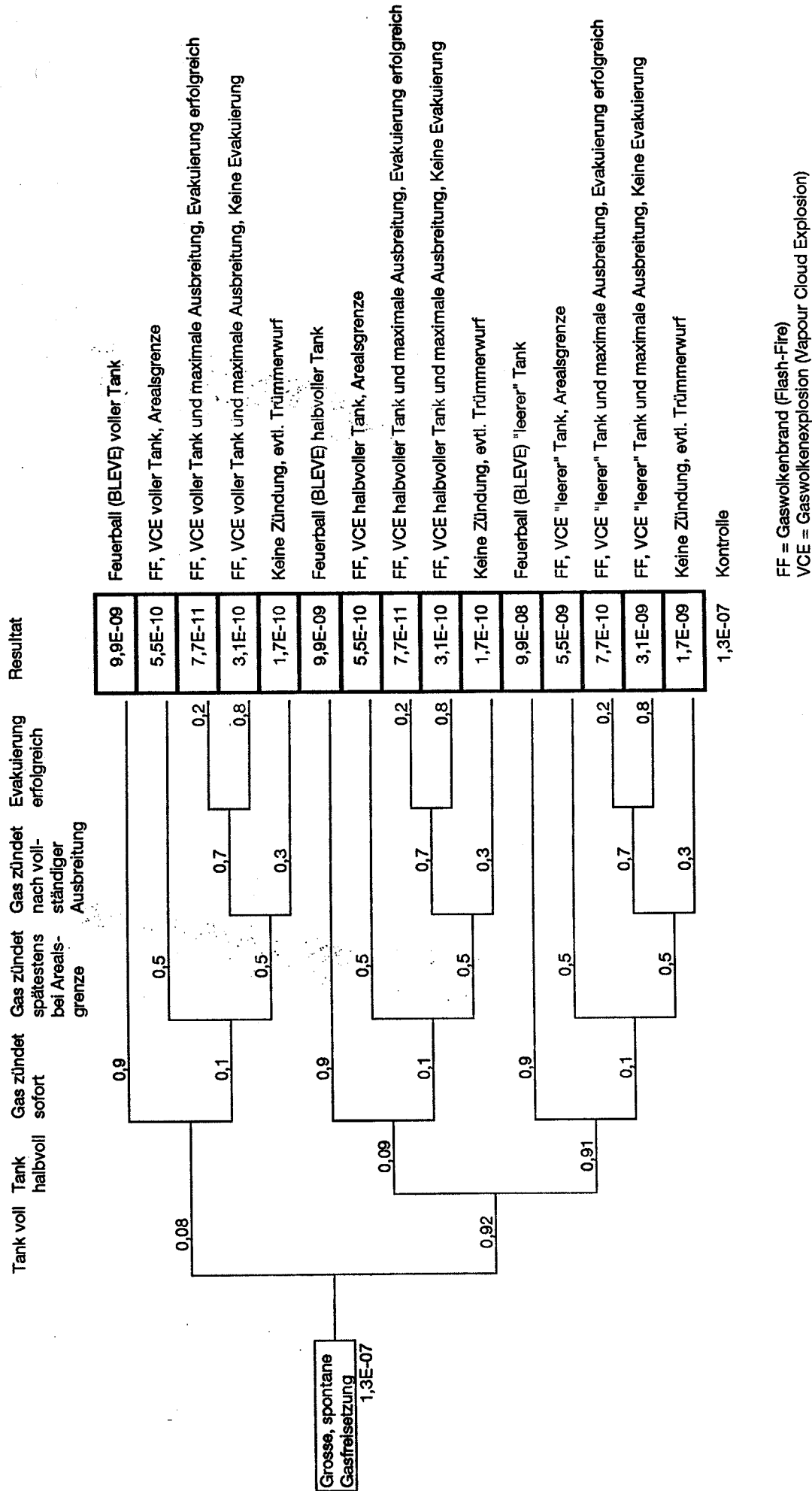
In der Regel läuft eine spontane Freisetzung des gesamten Tankinhalts unter Wirkung von Feuer nach folgendem Muster ab:

Direkte Befeuerung des Tanks

1. Der Tank wird direkt befeuert. Die Tankkühlung wird, sofern vorhanden, eingeschaltet. Bei Erreichen des Ansprechdrucks Öffnen die Sicherheitsventile. Je nach Brand- und Kühlleistung schliessen und öffnen die Sicherheitsventile alternierend. Solange die Flammen nur Tankteile treffen, die entweder unterhalb des Flüssiggasniveaus liegen und/oder vom Kühlwasser benetzt sind, besteht keine Gefahr eines Behälterberstens. Eine Kühlwassermenge von  $3 \text{ [l Min.}^{-1} \text{ m}^{-2}]$  besitzt eine Verdunstungsleistung von etwa  $110 \text{ [kW m}^{-2}]$ .

Wasserfilm und Abblaseleistung

2. Durch die Russbildung und ablösende Farbteile in der unteren, befeuerten Tankhälfte kommt es zu einem Abreißen des Wasserfilms. Ist die Phasengrenze unterhalb dieser Linie, kommt es zu einer starken, lokalen Erhitzung des Tanks [6]. (Bei Temperaturen von  $250^\circ\text{C}$  reduziert sich der Sicherheitsbeiwert von ursprünglich 1.5 auf 1 gegen die Streckgrenze von Stahl STE355.) Wird angenommen, dass sich der Wasserfilm auf halber Tankhöhe wegen Russbildung abreisst, beträgt der Füllstand beim Behälterbersten maximal 50%.



Figur 11: Ereignisbaum "Grosse, spontane Gasfreisetzung". Die eingesetzten Wahrscheinlichkeiten haben bloss demonstrativen Charakter und dürfen im konkreten Fall nicht unesehen übernommen werden. Die Rechenanweisung befindet sich im Anhang A2.3.

Ist keine Tankkühlung vorhanden, so kann ein Behälterversagen auch bei höheren Füllständen eintreten. In jedem Fall muss jedoch die nicht unbeträchtliche Abblaseleistung der Sicherheitsventile berücksichtigt werden. Ein 45 m<sup>3</sup> Tank mit 20 t Propan und einer Abblaseleistung von 52 [t h<sup>-1</sup>] enthält z.B. nach einem 10-minütigen Abblasen noch 11 Tonnen (55 %) Brennstoff.

#### Behälterbersten

3. Durch die Überhitzung der Behälterwand über der Phasengrenze kann der Behälter selbst bei einem Innendruck, der dem Abblasedruck der Sicherheitsventile entspricht, bersten. Bei Versuchen, in denen ein Behälterbersten provoziert wurde, hat es sich jedoch gezeigt, dass dafür lokale Wandtemperaturen zwischen 300 und 400°C und Innendrucke von 30 bis 40 bar nötig waren. In der Regel vergingen bei optimaler Befeuerung ca. 10 Min. bis zum BLEVE [25].

Ist die Befeuerung der Tankwand örtlich begrenzt, so kann es zu einem lokalen Aufreißen der Tankwandung kommen, mit nachfolgender kontinuierlicher Freisetzung durch die Rissstelle (Unfall in Chiasso, 1972).

#### C1.1.2 Zeitpunkt der Zündung

Wird der Tank befeuert oder befindet sich ein brennendes Objekt in unmittelbarer Nähe, so erfolgt die Zündung sofort. Auch Wirkungen, die über genügend Energie für eine mechanische Zerstörung des Tanks verfügen, vermögen in den meisten Fällen freigesetztes Gas unmittelbar zu zünden. Es wird vorgeschlagen, einen Wert von 0.9 für sofortige Zündung einzusetzen.

Ob sich eine abdriftende Gaswolke noch innerhalb der Betriebsgrenzen entzündet, hängt stark von der Aktivität auf dem Betriebsareal ab. Der erwartete Wert dürfte zwischen 10 und 90% liegen.

Auch der Zeitpunkt einer Zündung einer voll ausgebreiteten Wolke ist stark umgebungsabhängig. So muss z.B. davon ausgegangen werden, dass Strassenverkehr ein brennbares Gas-Luftgemisch mit grösster Wahrscheinlichkeit zündet.

### **C1.1.3 Evakuierung**

Eine Evakuierung (Horizontalevakuierung, d.h. vorübergehende Unterbringung ausserhalb des gefährdeten Gebietes) kommt nur bei genügend grosser Vorwarnzeit in Frage. Die Evakuierung ist in den Einsatzplänen mit den Ereignisdiensten und den Gemeinden zu planen. Wird die Evakuierung erst nach der Gasfreisetzung eingeleitet, so ist zum Zeitpunkt der Wirksamkeit des Alarms das Gas vollständig ausgebreitet, d.h. der maximale Abstand der unteren Explosionsgrenze vom Freisetzungsort ist erreicht worden (s. Anhang C2.6 "Evakuierung").

## **C1.2 Ereignisbaum: Kontinuierliche Gasfreisetzung**

Die Wirkung dieser Freisetzungsgrosse, die sich auf die Ausströmrates durch etwa einen Rohrquerschnitt bezieht, beschränkt sich weitgehend auf die Möglichkeiten eines Umgebungsbrandes und das Aufheizen des eigenen oder eines fremden Flüssiggastanks. Es gilt abzuklären, welche Schutzobjekte von einer solchen Freisetzung betroffen sein können.

### **C1.2.1 Wahrscheinlichkeit der Zündung**

Eine allfällige Zündquelle muss sich im Bereich des Freistrahls befinden. Dessen Länge kann durchaus einige zehn Meter betragen (s. Anhang C2.2.2 "Freistrah"). Die Wahrscheinlichkeit einer Zündung ist stark ortsabhängig.

Zündgrenzen

Ohne Zündung bleibt die Freisetzung von Flüssiggas in der Regel ohne Folgen für die Umgebung. Eine Zündung kann nur in einem engen Konzentrationsbereich erfolgen: Für Propan liegen die Zündgrenzen bei 2.1 und 9.5, für Butan bei 1.9 und 8.5 Volumenprozent.

Abhängigkeiten des Zündzeitpunktes

Die Wahrscheinlichkeit und der Zeitpunkt einer Zündung nach einer Freisetzung von Flüssiggas hängt von der Leckrate, den Ausbreitungsbedingungen (Windstärke) und dem Vorhandensein von Zündquellen in Funktion



von der Distanz zum Leck ab. Innerhalb von Schutzzonen, insbesondere beim Befüllen der Tankanlage, dürfen keine Zündquellen vorhanden sein.

## Literaturwerte

Gemäss einer holländischen LPG-Studie (Zitat in [9, Abschn. 2.2.4]) wird die Wahrscheinlichkeit bei Leckraten unter  $10 \text{ kg s}^{-1}$  für eine Sofortzündung mit 0.2, für verzögerte Zündungen mit 0.05 angegeben. Diese Annahmen sind aber mit Sicherheit zu hoch:

- Die berücksichtigten Fallstudien enthalten nur Ereignisse im Zusammenhang mit dem Transport (Tankfahrzeuge und Kesselwagen), bei denen eine Zündung als wahrscheinlicher als bei Tanklagern anzusehen ist,
- Ereignisse ohne Brand oder Explosion werden weniger häufig in Fallstudien berücksichtigt.

Im gleichen VDI-Fachband [9] werden für Leckagen folgende Zündwahrscheinlichkeiten angegeben:

|                                |      |
|--------------------------------|------|
| Sofortzündung (Freistrahbrand) | 0.05 |
| VCE mit Freistrahbrand         | 0.05 |

Mangels zuverlässiger Daten können daher nur Schätzwerte für die Zündwahrscheinlichkeiten angenommen werden.

## Schlussfolgerung

Für die Berechnungen wird die Verwendung der folgenden Wahrscheinlichkeiten empfohlen:

|   |      |
|---|------|
| Sofortzündung einer kontinuierlichen Freisetzung        | 0.05 |
| Verzögerte Zündung einer kontinuierlichen Freisetzung   | 0.05 |
| Sofortzündung einer grossen, spontanen Freisetzung      | 0.9  |
| Verzögerte Zündung einer grossen, spontanen Freisetzung | 0.05 |

### C1.2.2 Richtung des Feuerstrahls

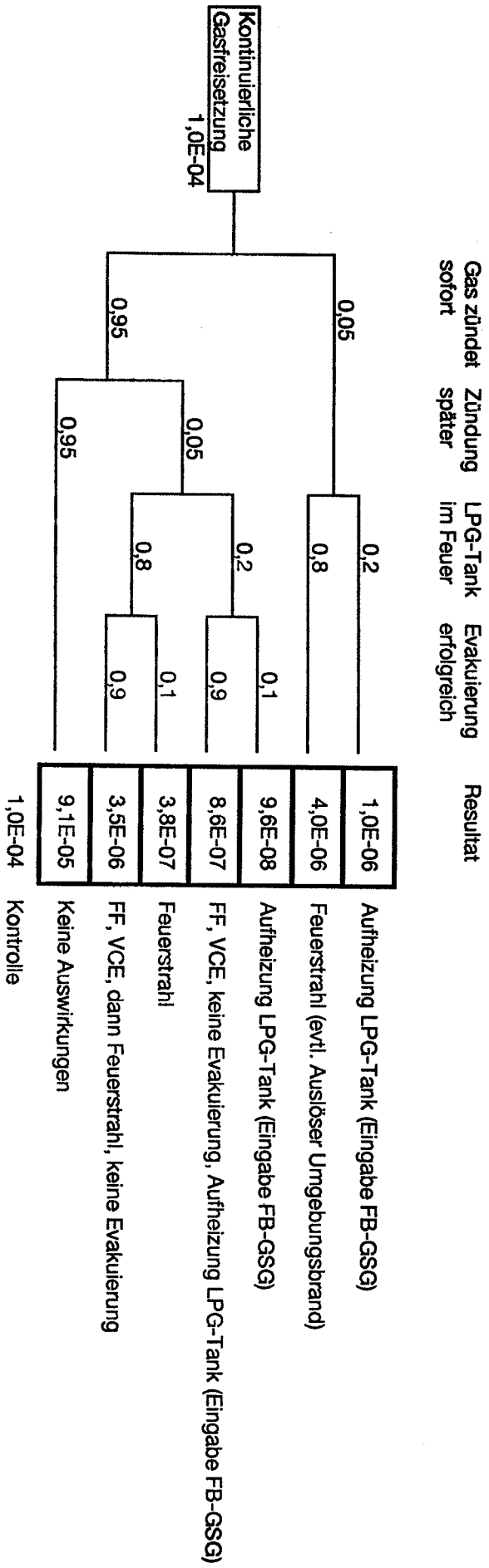
Zur Ermittlung der Wahrscheinlichkeit, dass der Tank im Feuerstrahl liegt, müssen sowohl die Richtungen der Rohrleitungen als auch allfällige Hindernisse berücksichtigt werden, die den Strahl ablenken können. Es ist zu

beachten, dass der Feuerstrahl sowohl senkrecht als auch parallel zur Leitungsrichtung stehen kann.

Weiter muss der Anteil der Freisetzung durch die Sicherheitsventile berücksichtigt werden, der keinen Beitrag zur Wahrscheinlichkeit einer Aufheizung der Tanks leistet.

### **C1.2.3 Evakuierung**

Eine Evakuierung ist nur in jenen Fällen sinnvoll und erfolgversprechend, in denen keine unmittelbare Zündung stattfand.



FB-GSG = Fehlerbaum "Grosse, spontane Gasfreisetzung"  
 FF = Gaswolkenbrand (Flash-Fire)  
 VCE = Gaswolkenexplosion (Vapour Cloud Explosion)

Figur 12:  
 Ereignisbaum "Kontinuierliche Gasfreisetzung".  
 Die eingesetzten Wahrscheinlichkeiten haben bloss demonstrativen Charakter und dürfen im konkreten Fall nicht unbesehen übernommen werden.  
 Die Rechenanweisung befindet sich im Anhang A2.3.

## C2. Rechenmodelle

### C2.1 Austritt von Flüssiggas

#### C2.1.1 Gasförmiger Austritt

Die Ausströmrates eines Gases durch eine Öffnung ist gegeben durch

$$\dot{M} = C_d \frac{A p}{v_o} \Psi \quad [1]$$

$\dot{M}$  = Ausströmrates [kg s<sup>-1</sup>]

$C_d$  = Ausströmoeffizient (0.85) (Dimensionslos)

$A$  = Fläche der Öffnung [m<sup>2</sup>]

$p$  = Absoluter Druck im Tank [N m<sup>-2</sup>]

$v_o = (\gamma RT/M)^{1/2}$  [m s<sup>-1</sup>] = Schallgeschwindigkeit des Gases bei T

$\Psi$  = Strömungsfaktor (Dimensionslos)

$T$  = Absolute Temperatur [K]

$\gamma$  = Verhältnis der spezifischen Wärmen des Gases ( $C_p/C_v$ )  
(Dimensionslos)

Ausströmen mit Überschallgeschwindigkeit

Für die Berechnung wird zwischen einem Austreten mit Überschall- und Unterschallgeschwindigkeit unterschieden. Der Gasdruck von Propan und Butan in einem Lagertank bei Normalbedingungen (20°C) ist genügend gross, dass das Gas mit Überschallgeschwindigkeit ausströmt. Der Strömungsfaktor  $\Psi$  ist dann bestimmt durch

$$\Psi = \gamma \left( \frac{2}{\gamma + 1} \right)^{(\gamma + 1)/2(\gamma - 1)} \quad [1]$$

$\Psi = 0.675$  für Propan

= 0.655 für Butan

Ausströmen mit Unterschallgeschwindigkeit

Sinkt der Dampfdruck unter 1.7 bar absolut, so wird die Austrittsgeschwindigkeit kleiner als die Schallgeschwindigkeit. Für Butan werden entsprechend Werte von

$$\Psi = 0.644 \quad (T = 283 \text{ K})$$

$$\Psi = 0.566 \quad (T = 278 \text{ K})$$

erhalten.

Vereinfachung der Formel

Da die Variablen  $v_0$  (Schallgeschwindigkeit) und  $\Psi$  im normalen Temperatur und Druckbereich nur unwesentlich ändern und für Propan und Butan etwa gleich sind, kann die Freisetzungsrates für diese Gase näherungsweise durch folgende Formel ausgedrückt werden (s. auch [16]):

$$\dot{M} = 0.0018pD^2 \quad (D = \text{Durchmesser der Öffnung [m]})$$

Abkühlung

Es gilt zu beachten, dass durch das Ausströmen und Nachverdampfen des Gases die Flüssigphase kontinuierlich abgekühlt wird. Die Verdampfungswärme beträgt für Propan 426, für Butan 390 [kJ kg<sup>-1</sup>]. Dadurch verringert sich der Innendruck und somit auch die Ausströmrates.

### C2.1.2 2-Phasen Austritt

Jede Flüssigkeit, die über ihren normalen Siedepunkt erhitzt ist und unter Druck steht, beginnt bei einer Entspannung auf Atmosphärendruck zu siedeln. Geschieht die Entspannung über ein Rohrstück, so verlässt ein Flüssigkeits-Gasgemisch die Rohröffnung. Dieser Vorgang wird als 2-Phasen Austritt bezeichnet.

Die theoretische Beschreibung dieses Freisetzungsvorganges ist offenbar sehr schwierig. In der Literatur wird jedoch eine relativ einfache Formel erwähnt, die für Rohrleitungsstücke von mindestens 10 cm bis etwa 10 m Länge anwendbar ist:

$$G = C_d \frac{h}{\Delta V(TC_p)^{1/2}} \quad [1]$$

$G$  = Austrittsrates [kg m<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup>]

$C_d$  = Austrittskoeffizient (0.61)

$h$  = Verdampfungswärme [J kg<sup>-1</sup>]

$\Delta V$  = Änderung des spezifischen Volumens flüssig-gasförmig beim Behälterdruck [m<sup>3</sup> kg<sup>-1</sup>]

$T$  = Lagertemperatur [K]

$C_p$  = Wärmekapazität der Flüssigkeit [J kg<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>]

Die entsprechenden Werte für Flüssiggas bei 20°C betragen

Propan: 4860 kg m<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup>

Butan: 1430 kg m<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup>

### C2.1.3 Flüssiger Austritt

Die allgemein anerkannte Formel für den Austritt von Flüssigkeiten lautet:

$$\dot{M} = C_d A \rho \sqrt{\frac{2(p-p_a)}{\rho} + 2gh} \quad [1]$$

$\dot{M}$  = Austrittsrate [kg s<sup>-1</sup>]

$C_d$  = Austrittskoeffizient (0.61)

$A$  = Fläche der Austrittsöffnung [m<sup>2</sup>]

$\rho$  = Flüssigkeitsdichte [kg m<sup>-3</sup>]

$p$  = Absoluter Lagerdruck [N m<sup>-2</sup>]

$p_a$  = Druck nach dem Austritt [N m<sup>-2</sup>]

$g$  = Erdbeschleunigung = 9.81 [m s<sup>-2</sup>]

$h$  = Flüssigkeitshöhe über der Austrittsöffnung [m]

Bei 20°C berechnen sich demnach die Austrittsraten wie folgt:

Propan:  $\dot{M} = 16'000 A$  [kg s<sup>-1</sup>]

Butan:  $\dot{M} = 6'000 A$  [kg s<sup>-1</sup>]

## C2.2 Quellterme

### C2.2.1 Verdampfung einer Flüssigkeitsoberfläche

Wie schon im Anhang C2.1.2 erwähnt, verdampft ein Teil des unter Druck stehenden Flüssiggases beim Austritt in die Atmosphäre schlagartig. Wird angenommen, dass die dazu notwendige Energie ausschliesslich in Form von Wärme der Flüssigkeit entzogen wird, welche sich in der Folge bis zum

Siedepunkt abkühlt, so gilt näherungsweise folgende Formel (s. auch Figur 13)

$$F = C_p \frac{(T - T_b)}{h} \quad [1]$$

$F$  = Anteil der Flüssigkeit, der augenblicklich verdampft

$C_p$  = Wärmekapazität der Flüssigkeit [ $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]

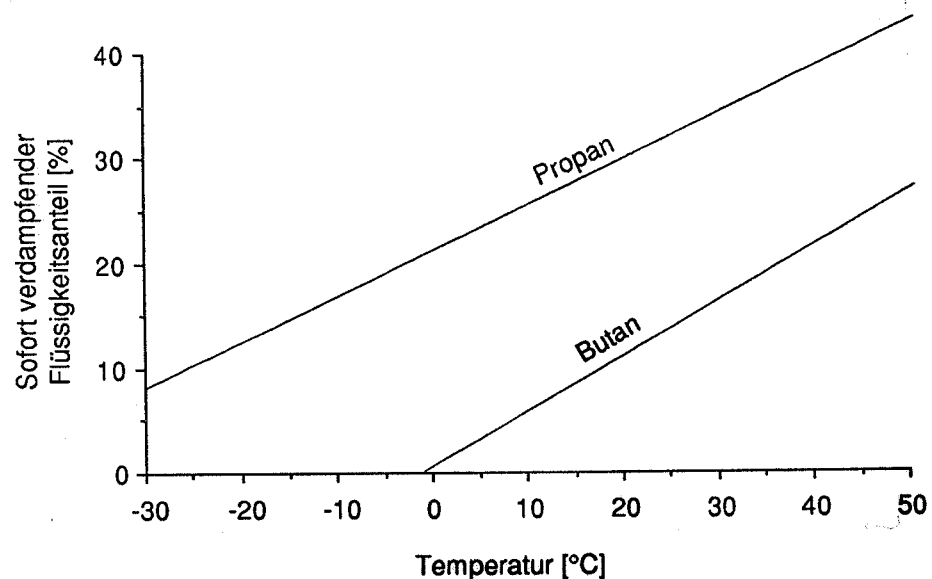
$T$  = Lagertemperatur [K]

$T_b$  = Siedetemperatur bei Atmosphärendruck [K]

$h$  = Verdampfungswärme [ $\text{J kg}^{-1}$ ]

#### Erfahrung in der Praxis

In der Praxis wird jedoch festgestellt, dass bei Freisetzungen von Flüssiggasen mit einem Verdampfungsanteil von 10% und mehr keine Flüssigkeitslachen anfallen [1]. Der Grund liegt darin, dass die explosionsartige Verdampfung die restliche Flüssigkeit als feinen Nebel in die Dampfwolke mit einschliesst, wo durch das Einmischen wärmerer Umgebungsluft schon nach kurzer Zeit keine Flüssigkeit mehr vorliegt. Dieses Vermischen mit Luft geschieht wegen der in der Regel hohen Austrittsgeschwindigkeit (Überschall!) und den damit verbundenen Turbulenzen äusserst schnell.



Figur 13. Anteil der sofort verdampfenden Flüssigkeit in Abhängigkeit von der Temperatur

Im weiteren wurde festgestellt, dass die Temperatur der Gaswolke kurzfristig deutlich unter den Siedepunkt der Flüssigkeit zu liegen kommt. Zum Beispiel wurde bei einem Versuch mit einer Freisetzungsrate von  $1.5 \text{ kg s}^{-1}$

Propan (Lager- und Umgebungstemperatur 28°C, Siedepunkt -40°C) im Abstand von 1.5 m von der Auslassöffnung Temperaturen von unter -60°C gemessen. Nach 10 m war die Temperatur bereits wieder auf etwa 10°C angestiegen [12].

## Schlussfolgerung

Bei Propan ist somit davon auszugehen, dass im Falle eines Freistrahls (Anhang C2.2.2) wie auch einer plötzlichen Freisetzung keine oder zumindest keine bedeutenden Flüssigkeitslachen entstehen. Prallt der Flüssigkeitsstrahl jedoch auf ein Hindernis (Wand, Boden), so kann eine Lachenbildung nicht ausgeschlossen werden. Für Butan muss bei Temperaturen unter 20°C mit einer Lachenbildung gerechnet werden.

## Verdampfungsrate

Zur Beschreibung der Verdampfung der verbleibenden Restmasse, von der angenommen wird, dass sie sich in einem in den Erdboden eingelassenen Auffangbehälter befindet oder auf dem Erdboden eine Lache bildet, wird hinsichtlich der Wärmeübertragung von der Modellvorstellung einer unendlich dicken Wand ausgegangen, die plötzlich auf die Siedetemperatur des Mediums abgekühlt wird. Für die Verdampfungsrate in der Anfangsphase des Verdampfungsvorganges ergibt sich folgende Gleichung [10]:

$$\dot{M} = \frac{\lambda (T_B - T_S) F}{h \sqrt{\alpha \pi t}}$$

$\dot{M}$  = Verdampfungsrate [kg s<sup>-1</sup>]

$\lambda$  = Wärmeleitfähigkeit des Bodens [J m<sup>-1</sup> s<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>]

(= 1.28 W m<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup> für Tonboden

0.52 W m<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup> für Erdreich

1.2 - 1.4 W m<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup> für Beton

0.76 W m<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup> für Asphalt [43])

$T_B$  = Temperatur des Bodens [K]

$T_S$  = Siedetemperatur des Flüssiggases [K]

$F$  = Fläche der Flüssiggaslache oder Kontaktfläche Flüssiggas-Bodenwanne [m<sup>2</sup>]

$h$  = Verdampfungswärme [J kg<sup>-1</sup>]

$\alpha$  = Temperaturleitzahl des Bodens [m<sup>2</sup> s<sup>-1</sup>]

(= 1·10<sup>-6</sup> m<sup>2</sup> s<sup>-1</sup> für Tonboden

0.14·10<sup>-6</sup> m<sup>2</sup> s<sup>-1</sup> für Erdreich

0.5 - 0.7·10<sup>-6</sup> m<sup>2</sup> s<sup>-1</sup> für Beton



$$0.36 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1} \text{ für Asphalt [43]}$$

$$t = \text{Zeit [s]}$$

### C2.2.2 Freistrah

Ein gasförmiger oder 2-phasiger Freistrah tritt sowohl für Propan als auch Butan bei 20°C mit Überschallgeschwindigkeit aus. Hervorgerufen durch die auftretenden Scherkräfte werden grössere Luftmengen eingemischt und der Freistrah schnell verdünnt. Wegen der grösseren Dichte des Gases gegenüber Luft bewegt sich das Gas-Luftgemisch, abhängig von der Windgeschwindigkeit, der Ausströmrates und -geschwindigkeit mehr oder weniger schnell dem Boden zu.

Gasförmiger Austritt nach oben

Es stellt sich nun die Frage, in welchem Abstand noch zündfähige Gemische anzutreffen sind. Versuche mit Butan haben gezeigt, dass bei einer Austrittsöffnung in der Gasphase von 0.25 m<sup>2</sup> und einer Temperatur der Flüssigkeit von 0°C ( $p = 4000 \text{ N m}^{-2}$ ) bei einem Massenstrom von etwa 2 kg s<sup>-1</sup> eine Austrittsgeschwindigkeit von 26.5 m s<sup>-1</sup> resultiert [23]. Ist die Austrittsöffnung nach oben gerichtet, so werden unterhalb des Austrittsniveaus selbst bei einem Wind von nur 1 m s<sup>-1</sup> keine zündbaren Gase mehr festgestellt. In der Praxis treten nun aber viel grössere Drücke auf, was zu einer noch besseren Durchmischung führt.

Gasförmiger Austritt horizontal oder nach unten

Anders sieht die Situation bei einem horizontal oder nach unten gerichteten Strahl aus. Dieser verdünnt sich zwar ebenfalls schnell, es ist jedoch zu erwarten, dass zündfähige Gemische den Boden (und somit eine allfällige Zündquelle) erreichen werden. Zur Berechnung deren Abstandes von der Öffnung wird in Haas und Stock [16] die Formel

$$L = 0.323p^{1/2}D$$

L = Abstand der unteren Explosionsgrenze vom Freisetzungsort [m]

p = Überdruck im Behälter [N m<sup>-2</sup>]

D = Durchmesser der Austrittsöffnung [m]

Achtung: Gleichung nur mit SI-Einheiten richtig!

für Freisetzung aus der Gasphase erwähnt. Bei 20°C z.B. wird für Propan  $L = 250D$ .

#### 2-phasiges Gemisch

Erfolgt die Freisetzung als 2-phasiges Gemisch, so nimmt der Abstand  $L$  proportional mit der freigesetzten Masse zu [16]. Da die Rate einer 2-phasigen Freisetzung etwa dem 3 fachen einer reinen Gasfreisetzung entspricht (bei gleichem Austrittsquerschnitt) und die Distanz zur unteren Explosionsgrenze proportional zu  $\sqrt{M}$  ist, gilt hier somit die Formel

$$L = 0.56p^{1/2}D$$

Achtung: Gleichung nur mit SI-Einheiten richtig!

#### Flüssiger Austritt

Erfolgt die Freisetzung ausschliesslich aus der Flüssigphase, so ist wegen der geringeren Austrittsgeschwindigkeit die Turbulenz wesentlich geringer. Aus diesem Grunde resultieren hier grössere Wolkenabmessungen, die zudem von atmosphärischen Randbedingungen wie Windstärke und -richtung beeinflusst werden. Deren Ausbreitung wird im folgenden Abschnitt behandelt.

### C2.2.3 Spontane Freisetzung

Wie in Anhang C2.2.1 erwähnt, kommt es bei einer spontanen Freisetzung von Propan bei den üblichen Temperaturen wegen der grossen, kinetischen Freisetzungsenergie zu keiner Lachenbildung. Vielmehr wird die gesamte Flüssigkeitsmenge versprüht. Die Durchmischung mit Luft geschieht sehr schnell, so dass schon nach kürzester Zeit keine explosiblen Gasgemische mehr vorliegen. Berechnungen ergaben, dass bei einer spontanen Freisetzung von 5000 kg Propan bei einer Temperatur von 27°C die untere Explosionsgrenze maximal etwa 30 m vom Freisetzungsort entfernt liegt [39]. Die Gaswolke befindet sich dabei etwa während 9 Sek. im explosiblen Bereich.

### C2.3 Ausbreitung

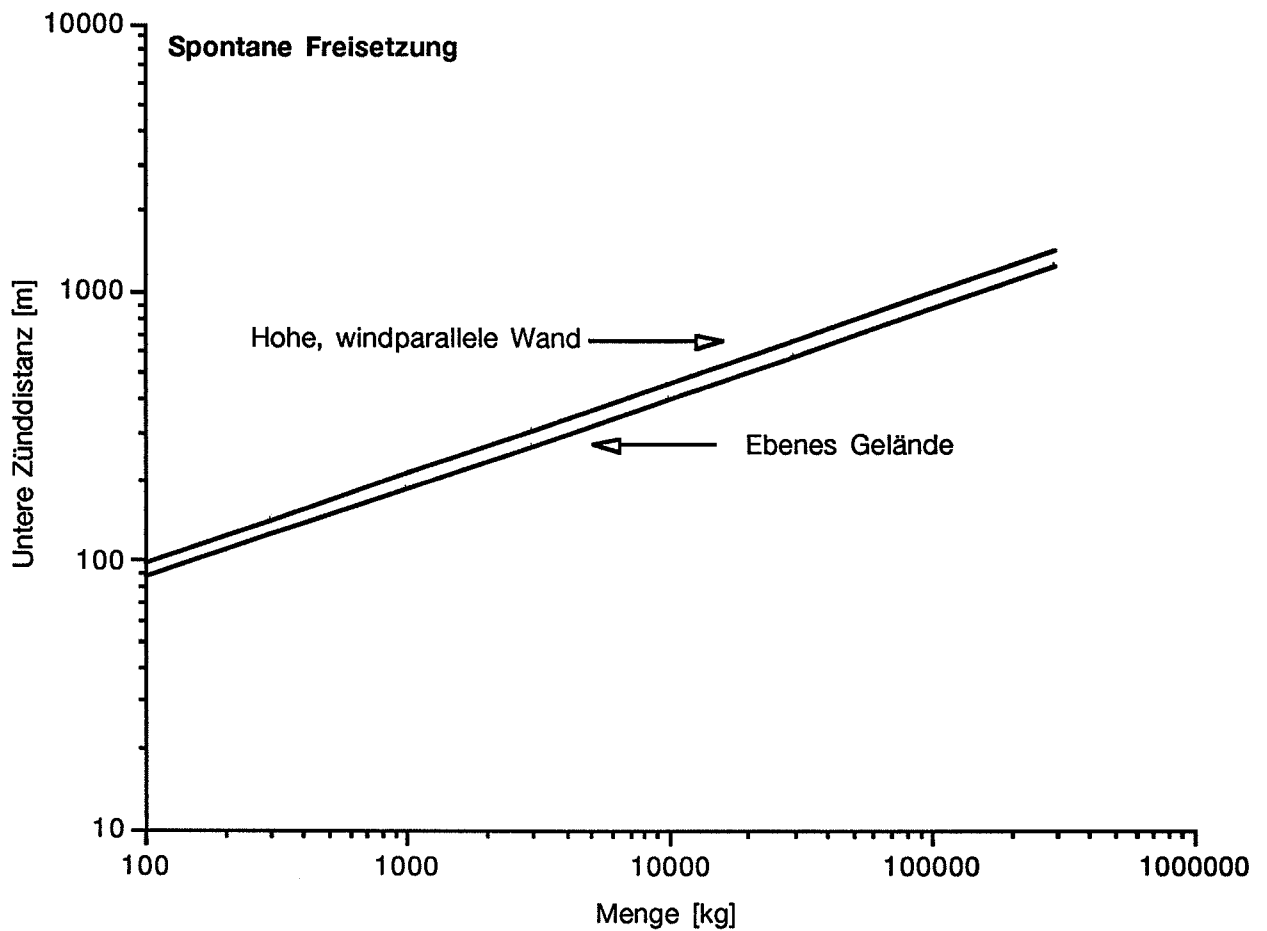
Die Gase Propan und Butan weisen gegenüber Luft die 1.5-fache bzw. doppelte Dichte auf. Aus diesem Grunde breiten sie sich beim vorliegen von grösseren Konzentrationen als Schwergase aus. Für die Risikobetrachtungen sind nur Konzentrationen über der unteren Explosionsgrenze, d.h.  $\geq 2\%$  in Luft, relevant. Diese werden von den gängigen Theorien immer noch dem Schwergasbereich zugeordnet, weshalb sich eine Diskussion der neutralen Ausbreitung erübrigt.

#### Computermodelle

Zur Modellierung des Ausbreitungsverhaltens sind diverse Computerprogramme erhältlich. Für die Diagramme (Figur 14 und 15) wurde ein vom VDI entwickeltes und auf Windkanalmessungen basierendes Programm [VDI-Programm [42]] eingesetzt. Es erlaubt unter anderem auch die Modellierung topographischer Gegebenheiten. Die Windkanalversuche wurden alle mit druckloser Freisetzung durchgeführt, d.h. die Diagramme (Figur 14 und 15) sind nur für derartige Freisetzungsarten einsetzbar (z.B. Verdampfen von Flüssigkeitslachen, Freisetzungen mit niederen Austrittsgeschwindigkeiten, Ausbreitung nach Brechung eines Freistrahls an Hindernissen). Für die anderen Fälle wird auf die Abschnitte C2.2.2 und C2.2.3 verwiesen.

#### Unsicherheiten

Es muss festgehalten werden, dass trotz "präziser Zahlen" das wirkliche Ausbreitungsverhalten nur näherungsweise wiedergegeben werden kann. Dies ist einerseits auf vernachlässigte Parameter wie Bodenebenheiten oder Hindernisse zurückzuführen. Andererseits können chaotische Prozesse (z.B. Wirbel) auftreten, die auch unter den kontrollierten Bedingungen der Windkanalversuche nicht reproduziert werden konnten. So weichen in 10% der Versuche die Distanzen zur unteren Zündgrenze um 25% vom Mittelwert ab. Da die Unsicherheiten in der Festlegung der Quellterme jedoch ebenfalls recht gross sind, ist die Genauigkeit der Rechnungen in der Regel genügend.



Figur 14. Diagramm: Distanz zur unteren Explosionsgrenze in Abhängigkeit von der plötzlich freigesetzten Menge.

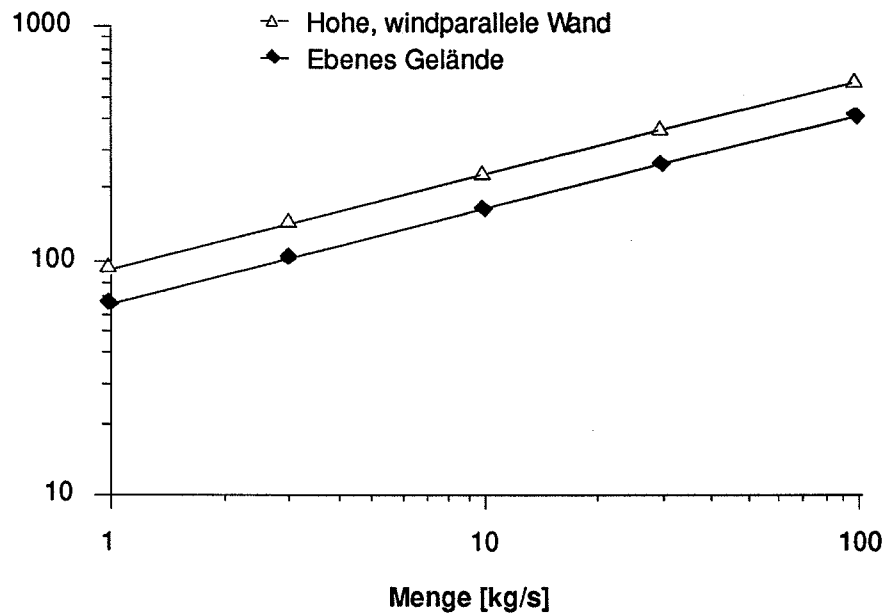
#### Empfohlenes Vorgehen

Für die Ermittlung der möglichen Zünddistanzen wird folgendermassen vorgegangen:

- Für Anlagen im "ebenen" Gelände (Hangneigung <10%) erfolgt die Ausbreitung in Windrichtung.
- Für Anlagen im geneigten Gelände (Hangneigung >10%) erfolgt die Ausbreitung talwärts.
- Für Anlagen in Einschnitten und engen Tälern werden die Kurven "hohe, windparallele Wand" verwendet, je nach vorliegender Situation. Die Ausbreitung erfolgt entlang der Talachse, je nach Wind.

## Kontinuierliche Freisetzung

Zünddistanz [m]



Figur 15. Diagramm: Distanz zur unteren Explosionsgrenze in Abhängigkeit von der Freisetzungsmenge.

### C2.4 Brand

#### C2.4.1 Lachenbrand

Wie im Abschn. C2.2 erwähnt, ist die Bildung einer Propanlache bei großen Austrittsgeschwindigkeiten (z.B. Freistrah) praktisch auszuschließen. Ein Flüssigkeitsaustritt nach unten kann unter bestimmten Umständen zu einer Lache führen, ist jedoch nicht risikorelevant, da bei einer Zündung der ausströmende Brennstoff viel bedeutsamer ist als eine allfällig vorhandene Lache.

Im Falle von Butan ist zwar die Bildung einer Lache viel wahrscheinlicher, deren Brand jedoch nur auf die nähere Umgebung beschränkt. Auch hier gilt, dass vom Risikostandpunkt aus ein Brand des ausströmenden Brenn

stoffs viel entscheidender ist. Aus diesen Gründen wird der Lachenbrand nicht weiter diskutiert.

#### **C2.4.2 Freistrahbrand**

Kommt es zur Zündung eines Freistrahls, sind aufgrund der hohen Ausströmgeschwindigkeiten Flammenlängen von mehreren 10 Metern denkbar. Die Flammenlänge berechnet sich nach der Formel [1]:

$$L = 9.1 \sqrt{\dot{M}}$$

$L$  = Länge der Stichflamme [m]

$\dot{M}$  = Austrittsrate [kg s<sup>-1</sup>] für  $1 < \dot{M} < 3000$  kg s<sup>-1</sup>

Diese Stichflammen gefährden primär benachbarte Anlageteile, eventuell auch den eigenen oder einen anderen Flüssiggastank. Sie sind entsprechend in Risikobetrachtungen zu berücksichtigen. Das Risiko für Personen ausserhalb des Betriebsareals kann als gering betrachtet werden: Einerseits wird die Flammenlänge in vielen Fällen nicht ausreichen, die Arealgrenze zu überschreiten, andererseits ist die Wahrscheinlichkeit, dass sich bei der Bildung und Zündung des Freistrahls gerade jemand im Gefahrenbereich befindet, sehr klein. Sich in der Nähe befindende Personen können sich durch Flucht schnell aus dem Gefahrenbereich entfernen. Die mögliche Wirkung eines Freistrahbrandes muss anlagespezifisch ermittelt werden.

#### **C2.4.3 Gaswolkenbrand und Feuerball**

Wird ein brennbares (Flüssig-)Gas in grosser Menge (Tonnenbereich) in kurzer Zeit freigesetzt, so entsteht eine am Rande mit Luft durchmischte Gaswolke. Im Innern der Wolke liegt eine Brennstoffkonzentration über der oberen Explosionsgrenze vor. Wird die Wolke am Rand gezündet, so breitet sich das Feuer zuerst auf deren Umhüllung aus. Je nachdem, wieviel Zeit zwischen der Freisetzung und der Zündung verstrichen ist, ist die Wolke im Zentrum mehr oder weniger ausgedünnt. Ist die Gaskonzentration im Innern hoch, wird durch den thermischen Auftrieb des Brandes das

Gas nach kurzer Zeit (Sekunden) in die Höhe gehoben und bildet einen Feuerball. Ist die Ausdünnung vor der Zündung schon fortgeschritten, resultiert ein grossflächiger Abbrand. Der Fall einer Explosion mit Druckwirkung wird im Abschn. C2.5 diskutiert.

## BLEVE

Ein Spezialfall stellt der "BLEVE" (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) dar. Darunter wird die plötzliche Freisetzung einer unter Druck stehenden, über ihren Siedepunkt (bei Normaldruck) erhitzten Flüssigkeit verstanden. Bei Lagerbehältern treten derartige Ereignisse in der Regel nur als Folge einer Brandwirkung auf, wenn der Inhalt über den Berstdruck des Behälters hinaus erhitzt wird. Durch das bereits vorhandene Feuer entzündet sich das freigesetzte Material sofort und es entsteht ein aufsteigender Feuerball. Personenschäden entstehen dabei vor allem als Folge der grossen Hitzestrahlung.

Grundsätzlich sind auch "kalte" BLEVEs denkbar, da sich Flüssiggase definitionsgemäss bei Normaltemperatur bereits im überhitzten Zustand befinden. Deren Auswirkungen beschränken sich jedoch auf Druckwirkungen im Nahbereich (einige Behälterradien) und Trümmerwurf, der sich über einige hundert Meter erstrecken kann. Da sowohl die Wahrscheinlichkeit wie auch die Schadenwirkung eines kalten BLEVEs bei Lagerbehältern deutlich unter der eines brandinduzierten liegt, werden seine Auswirkungen nicht weiter diskutiert.

## Durchmesser des Feuerballs

Für die Berechnung des Durchmessers des Feuerballs liefern die meisten Modelle in der Literatur vergleichbare Werte. Es wird die Formel

$$D = 5.5 \cdot M^{0.333} \quad [20]$$

D = Durchmesser in [m]

M = Masse des Brennstoffs in [kg]

vorgeschlagen.

Der Durchmesser für einen Feuerball mit 20'000 kg Brennstoff beträgt demnach 149 m.

Dauer des Feuerball-Abbrandes

Zur Bestimmung der Strahlungswirkung eines Feuerballs verwenden verschiedene Modelle die Verbrennungsleistung. Aus diesem Grunde muss die Abbranddauer bekannt sein. Dafür eignet sich die Formel:

$$t = 0.38 \cdot M^{0.333} \quad [20]$$

t = Brenndauer in [s]

M = Masse des Brennstoffs in [kg]

Die anhand dieser Formel errechnete Brenndauer für einen Feuerball mit 20'000 kg Brennstoff belaufen sich somit auf 10 Sek.

Vergleich mit der Praxis

Im Unfallreport einer Butanfreisetzung bei Good Hope in der Grössenordnung von 100 t ist vermerkt, dass die Branddauer etwa 30 Sek. (less than a minute) betrug [20].

Strahlungseffekte

Der Strahlungsfluss setzt sich primär aus Verbrennungsleistung und Durchflussfläche zusammen. Dazu kommen noch Korrekturfaktoren für die Umsetzung der chemischen Energie in Strahlungsenergie sowie für die Abschwächung mit der Distanz. Die folgende Formel (z.B. [20]) berücksichtigt alle diese Parameter:

$$E = \frac{\tau \cdot F \cdot M \cdot H}{4\pi \cdot R^2 \cdot t}$$

E = Strahlungsfluss [W m<sup>-2</sup>]

τ = Durchlässigkeit der Atmosphäre (Dimensionslos)

F = Anteil der Wärmestrahlung (Dimensionslos)

M = Masse des Brennstoffs [kg]

H = Stoffspezifische Verbrennungswärme [J kg<sup>-1</sup>]

R = Distanz vom Wolkenzentrum [m]

t = Brenndauer [s]

Strahlungsanteil und atmosphärische Abschwächung

Für den Anteil der Wärmestrahlung an der Energiefreisetzung (F) wird ein Wert von 0.3 gesetzt werden. Die Durchlässigkeit der Atmosphäre kann wie folgt berechnet werden [20]:

$$\tau = 1 - 0.12 \cdot \log_{10}(x)$$



X = Abstand von der Flammenoberfläche

Für die Durchlässigkeit der Atmosphäre ( $\tau$ ) ergeben sich folgende Werte bei einer relativen Luftfeuchtigkeit von 20%:

| X = 50 m | X = 100 m | X = 200 m | X = 300 m |
|----------|-----------|-----------|-----------|
| 0.80     | 0.76      | 0.72      | 0.70      |

Korrekterweise müsste die Abschwächungswirkung erst ab dem Wolkenrand und nicht ab dem -zentrum berücksichtigt werden. Marshall berücksichtigt dies jedoch nicht [20]. Andererseits müsste die effektive Distanz vom abgehobenen Feuerball berücksichtigt werden. Die Rechnung nach dem in Ref. [1] verwendeten Modell zeigt, dass sich diese Faktoren gerade etwa kompensieren, weil der Abstand zum abgehobenen Feuerball gerade etwa der Distanz zum Freisetzungsort entspricht.

Strahlungswirkung auf Personen

Die Gefährdung von Menschen besteht primär durch die direkte Hitzeexposition. In der Regel dürfte die Personengefährdung durch in Brand gesteckte Gebäude deutlich geringer sein, da hier die Möglichkeit einer Flucht nach dem Abbrand des Gases besteht.

Berechnung der Personenschäden: Tote

Die Auswertung verschiedener Ereignisse, bei denen es sowohl zu Feuerbällen wie auch Gasexplosionen kam, führte Marshall [20] dazu, eine einfache Formel für die zu erwarteten Todesfälle in Abhängigkeit der freigesetzten Menge und der Bevölkerungsdichte aufzustellen:

$$F = 0.003 \cdot P_D \cdot M^{0.666}$$

F = Anzahl Todesfälle

$P_D$  = Bevölkerungsdichte [ $\text{km}^{-2}$ ]

M = Freigesetzte Masse [t]

Kommentar

Andere Studien kommen zu deutlich anderen Ergebnissen. Diese Berechnungsmodelle basieren z.T. auf den Resultaten der Auswertung der Atombombenabwürfe in Japan, wo jedoch die Zeitdauer des Strahlungsimpulses im Bereich von 1 - 2 Sek. lag. Im Falle des BLEVEs mit Abbrandzeiten von 10 und mehr Sekunden bleibt den Betroffenen Zeit zum Reagieren, weshalb die Ergebnisse nicht übertragbar sind. Diese unbefriedigende Si-

situation wird von Marshall [20] auch klar zum Ausdruck gebracht: "In conclusion it would appear that theoretical models are pessimistic as they do not treat human subjects as three-dimensional and with a capacity to evade the effects of thermal radiation. There is therefore a clear need for further research:

- a) To study the historical record
- b) To seek to reconcile theory with practice."

Das vorgeschlagene Modell, das aufgrund von Erfahrungen entstand, stellt aus diesem Grunde eine durchaus akzeptable Lösung dar.

Berechnung der Personenschäden: Verletzte

Nebst der Strahlungsintensität ist für das Auftreten von Verbrennungen auch die Expositionsdauer von Bedeutung. Aufgrund der folgenden Formel kann der Grenzwert für Verbrennungen 1. Grades ermittelt werden [19]:

$$t \cdot I^{1.15} = 550'000$$

t = Expositionsdauer [s]

I = Strahlungsintensität [ $\text{W m}^{-2}$ ]

Wird unter Berücksichtigung der Reaktionen betroffener Personen eine Expositionszeit von 3 Sek. angenommen, so beträgt die kritische Intensität 38 [ $\text{kW m}^{-2}$ ]. Dies ergibt einen Abstand von einem 20-Tonnen Feuerball von 200 m.

Personen in Gebäuden

Es kann jedoch davon ausgegangen werden, dass Personen in Gebäuden sehr gut geschützt sind. Selbst in jenen Fällen, in denen durch den Feuerball ein Gebäudebrand ausgelöst wird, ist mit verhältnismässig geringen Personenschäden zu rechnen: Die Abbranddauer des Gases bewegt sich im Sekundenbereich — auch für grosse Gasfreisetzungen —, was schon nach kurzer Zeit eine Flucht aus dem brennenden Gebäude gestattet.

Strahlungswirkung auf Gebäude

Für die notwendige Strahlungsintensität zur Entzündung von Holz als Folge eines kurzzeitigen Feuers wird in Lees [19] die Formel

$$(E - E_s) \cdot t^{4/5} = k$$

E = Strahlungsintensität [ $\text{W m}^{-2}$ ]

$$E_s = \text{Kritische Intensität für die Selbstentzündung [W m}^{-2}\text{]} \\ (= 25'400 \text{ W m}^{-2} \text{ für Holz})$$

$$t = \text{Brandzeit [s]}$$

$$k = 6730 \text{ [J m}^{-2} \text{ s}^{-1/5}\text{]}$$

erwähnt. Für einen Feuerball mit 20 t Brennstoff ergibt dies einen kritischen Abstand von 240 m; mit 100 t Brennstoff wird der Abstand 410 m.

Für Personen in Gebäuden, die durch den Feuerball in Brand geraten, kann eine Schutzfaktor, z.B. 0.9, eingeführt werden, d.h. dass 90% dieser Personen den Unfall überleben. Bei einem 20-Tonnen Feuerball und einer Bevölkerungsdichte von 1000 Personen  $\text{km}^{-2}$  ist demnach mit 18 Toten zu rechnen.

#### Crescent City

Ein weiteres Modell basiert auf einer Fotografie eines Feuerballs in Crescent City vom Juni 1970 [3]. Darauf ist ein vollentwickelter Feuerball zu sehen, resultierend von einem Eisenbahntankwagen, der etwa  $120 \text{ m}^3$  LPG enthielt. Klar erkennbar ist ein Flammenmeer am Fusse des Feuerballs, dessen Durchmesser etwa  $3/4$  bis 1 des Durchmessers des Feuerballs beträgt.

Darüber hinaus sind keine Brände, z.B. von Häusern erkennbar. Wird davon ausgegangen, dass im Bereich des Bodenbrandes 50 - 90% der Personen in Gebäuden verbrennen und der Rest Verletzungen erleiden, so ergibt dies bei einer Bevölkerungsdichte von 1000 Personen  $\text{km}^{-2}$ :

|                                 |                                |
|---------------------------------|--------------------------------|
| Feuerball mit 20 t Brennstoff:  | 9 - 16 Tote, 1 - 8 Verletzte   |
| Feuerball mit 100 t Brennstoff: | 26 - 46 Tote, 5 - 25 Verletzte |

## C2.5 Gaswolkenexplosionen

Flüssiggase verfügen über ein höheres Molekulargewicht als Luft, was dazu führt, dass sich das Gas bei einer grösseren Freisetzung dem Boden entlang als Schwergas ausbreitet. Das hat zur Folge, dass eine Verdünnung mit Luft nur langsam stattfindet, so dass noch in grösserem Abstand vom Freisetzungsort ein zündfähiges Gemisch vorliegen kann.

Explosionen im  
Freien (VCE) <sup>22</sup>

Jener Teil des Gases, der sich im explosionsfähigen Luftgemisch befindet, brennt bei einer Zündung mit einer Geschwindigkeit von einigen  $\text{m s}^{-1}$  ab. Freifeldversuche haben bestätigt, dass in Abwesenheit von Hindernissen die Druckwirkung sehr bescheiden bleibt (im Bereich einiger mbar). Aus diesem Grunde muss der klassische Begriff "Unconfined VCE" als unglücklich betrachtet werden, suggeriert das Wort "Explosion" doch eine Druckwirkung. Sobald jedoch das vor der Flammenfront verdrängte Gas auf Hindernisse aufläuft, dort vorkomprimiert und/oder verwirbelt und dann gezündet wird, kommt es zu einer Flammenbeschleunigung und damit verbunden zu einem Druckanstieg. Dies ist auch bei der Zündung schnell ausströmender und sich verwirbelnder Gase der Fall.

Druckwirkung  
"unverdämmter" Explosio-  
nen

Im allgemeinen kann somit davon ausgegangen werden, dass die Druckwirkung unverdämmter Gasexplosionen einen Wert von 50 mbar nicht überschreitet. Geiger [15] bezeichnet einen Druck von 100 mbar als "reasonable, possibly conservative, average figure for the overpressure within the cloud". Nur wenn Strukturen vorliegen, die eine teilweise Verdämmung in grösserem Massstab erlauben, muss von höheren Explosionsdrücken ausgegangen werden. Die Modellierung der Maximaldrücke unter solchen Voraussetzungen ist zur Zeit Gegenstand der Forschung. Aufgrund der Schadenanalysen grosser, historischer VCEs (s. unten) wurden Überdrücke im Bereich von 0.3 - 0.5 bar ermittelt.

Verdämmte Explosionen

Je stärker das unverbrannte Gas-Luftgemisch bei der Ausbreitung behindert wird, desto grösser wird die erreichte Druckwirkung. Gasexplosionen in geschlossenen Behältern erreichen Drücke von 7 bis 10 bar. Ein spezieller Fall stellen Explosionen in Rohrleitungen dar, die in Detonationen mit seitlichen Drücken von 20 bar und reflektierten Drücken von gegen 100 bar übergehen können (vgl. Unfall in Guadalajara, Mexiko (1992), wo Benzin in die Kanalisation gelangte). In Freifeldversuchen konnten bisher Detonationen von Propan- oder Butanwolken nur mittels grosser Zündenergien (Sprengstoffen) erzeugt werden. Der Untersuchungsbericht der Explosion bei Port Hudson, bei dem etwa 60 Tonnen Propan gezündet wurden, kommt zwar zum Schluss, dass eine Detonation vorlag. Dies wird jedoch von moderneren Analysen in Frage gestellt.

<sup>22</sup>VCE = Vapour Cloud Explosion (Gaswolkenexplosion)

---

**Historische, "unverdämmte"  
Gasexplosionen**

Zu den bekannten Beispielen von Gasexplosionen, wo grössere Druckwirkungen auftraten, gehören die zwei Unfälle bei der BASF (1943 und 1948), Flixborough (1974), Beek (1975) und die Explosion von Port Hudson (1970). Bei den ersten vier Fällen handelte es sich um chemische Anlagen und eine Raffinerie (Beek), die über viele Leitungen und Verbauungen im Explosionsbereich verfügten. In Port Hudson gilt es als gesichert, dass die Druckwirkung durch eine Verdämmung in einem Haus initiiert wurde.

**Druck vs. Distanz**

Zur Bestimmung der Abnahme des Drucks mit der Distanz eignet sich das Modell von Van den Berg [41]. Dieses berücksichtigt die speziellen Bedingungen, die bei Gasexplosionen auftreten und erlaubt es, die jeweilige Situation detailliert zu modellieren. Für die Anwendung des Modells wird allerdings eine Abschätzung der in der Explosion involvierten Menge Gas und des Maximaldrucks verlangt.

**Druckwirkung auf Gebäude**

Angaben zur Druckwirkung auf Gebäude gehen meistens auf die Arbeit von Clancey aus dem Jahre 1972 zurück [11]. In der folgenden Auflistung werden dessen Angaben auszugsweise wiedergegeben:

| <b>Druck</b> | <b>Wirkung</b>  |
|--------------|---|
| 10 mbar      | Typischer Druck für Glasbruch                                       |
| 20 mbar      | Kleinere Schäden an Dächern, Zerstörung von 10% der Fensterscheiben |
| 70 mbar      | Teilweise Zerstörung von Gebäuden                                   |
| 140 mbar     | Teilweiser Einsturz von Wänden und Dächern                          |
| 170 mbar     | 50% Zerstörung von Backsteinbauwerk                                 |
| 480 mbar     | Annähernd vollständige Zerstörung von Häusern                       |
| 700 mbar     | Totale Zerstörung von Häusern                                       |

**Druckwirkung auf Personen**

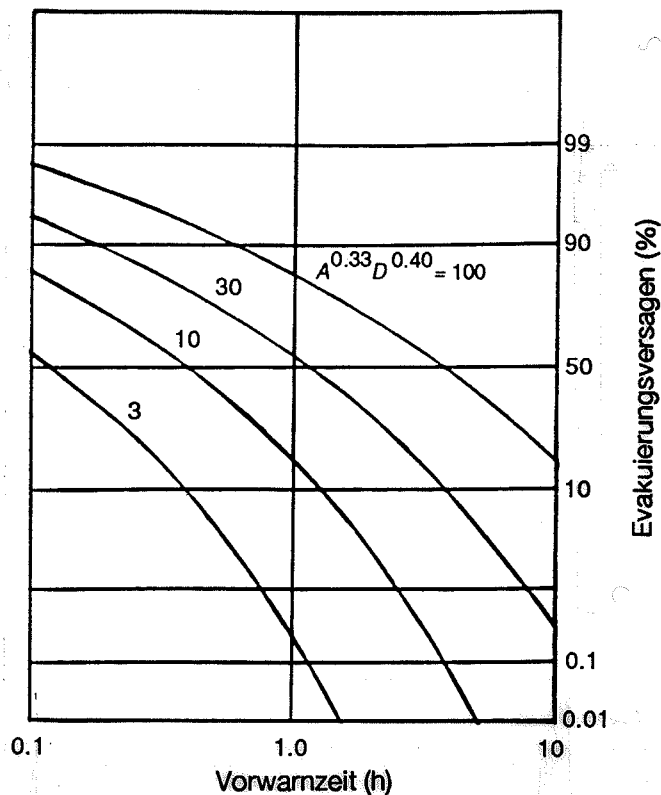
Personen im Freien können aufgrund der zu erwartenden Maximaldrücke Gehörschäden erleiden. Für schwerwiegendere Verletzungen sind die erreichbaren Drücke jedoch nicht gross genug. Anders ist der Fall für Personen, die sich in Gebäuden befinden. Diese können durch Glassplitter oder auch einstürzendes Mauerwerk schwerere Verletzungen erleiden. In Räumen, in denen sich explosionsfähige Gemische ansammeln können, ist auch allein aufgrund der Verdämmungswirkung mit Toten zu rechnen.

**Schadenswirkung**

Die durch Gebäudeschäden verursachten Verletzungen und Letalitäten sind in der konsultierten Literatur nicht beschrieben. Näherungsweise kann davon ausgegangen werden, dass der Anteil der Verletzten und Toten etwa dem Anteil der Gebäudezerstörung entspricht. Im weiteren wird angenommen, dass das Verhältnis Tote:Verletzte = 1:10 ist.

## C2.6 Evakuierung

In Ref. [1] wird das folgende Modell zur Berechnung des Erfolges von Evakuierungsanstrengungen vorgeschlagen:



Figur 16. Evakuierungsversagen (in %) in Abhängigkeit der Vorwarnzeit [1]. A, zu evakuierende Fläche in Quadratmeilen; D, Bevölkerungsdichte in Personen pro Quadratmeile.

Im Modell werden als Längeneinheiten Meilen verwendet. Werden statt Meilen Kilometer eingesetzt, so ergibt die Formel  $A^{0.33} \cdot D^{0.4}$  einen um 7% geringeren Wert (1 Meile = 1.609 km).

## **ANHANG D: Folgen für die Bevölkerung und die Umwelt**



## D1. Einleitung

Wie bereits in der Zielsetzung (Abschn. 1.1) festgehalten, sollen die Resultate der Risikoermittlung in einem Schadenausmass-Wahrscheinlichkeits-Diagramm (W-A Diagramm) festgehalten werden, wie es im Anhang G des Handbuchs I zur StFV [17] beschrieben ist.

Störfälle können im Prinzip verschiedenartige Schädigungen in der Umgebung des Betriebs verursachen, beispielsweise bei Menschen, Fauna, Flora, aber auch an Lebensgrundlagen wie Boden und Wasser. Nicht zu vergessen sind die finanziellen Aufwendungen, welche sich aus einem Störfall ergeben können.

Die verschiedenartigen Schädigungen werden mit neun Schadenindikatoren erfasst (Vorschlag Handbuch I zur StFV [17]).

Für die Beschreibung des Schadenausmasses als Folge von Flüssiggasunfällen sind in der Regel nur die beiden Indikatoren

- $n_1$  = Anzahl Todesopfer
- $n_2$  = Anzahl Verletzte

von Bedeutung.

Wie die entsprechende Anzahl der betroffenen Personen ermittelt werden kann, wurde bereits im Abschn. 5.1.2 und im Anhang C dieses Berichtes dargelegt.

Damit das Schadenausmass und dessen Wahrscheinlichkeit ermittelt werden können, muss nebst den möglichen Wirkungen (z.B. Hitze, Druckwelle) auch die jeweilige Umgebung berücksichtigt werden. Die relevanten Grössen sind hier

- Topographie und klimatische Voraussetzungen (Hang-, Hügel oder Tallage, Überbauung, Windrichtung etc.)
- Exposition der Bevölkerung (Bevölkerungsdichte im Freien, in Gebäuden, auf Verkehrswegen), und damit verbunden die

- Tageszeit (Tag, Nacht, Stosszeiten etc.).

## **D2. Umgebungsfaktoren**

### **D2.1 Topographische und klimatische Voraussetzungen**

#### **D2.1.1 Topographische Voraussetzungen**

Die topographischen Voraussetzungen beeinflussen speziell das Ausbreitungsverhalten von schweren Gasen (s. Anhang C2.3). Sofern durch die Überbauung oder Bewachsung lokal Verdämmungssituationen bestehen, so können bei Zündung einer Gaswolke Druckwirkungen entstehen.

#### **D2.1.2 Klimatische Voraussetzungen**

Im ebenen Gelände bestimmt der Wind die Ausbreitungsrichtung einer Gaswolke. Dies beeinflusst die Wahrscheinlichkeit, mit der eine Gaswolke in eine bestimmte Richtung (z.B. Wohngegend) abgetrieben wird, was entsprechend für die Übertragung ins W-A Diagramm berücksichtigt werden muss.

### **D2.2 Tageszeit und Exposition der Bevölkerung**

Die anzutreffenden Bevölkerungsdichten im betrachteten Gebiet sind in aller Regel tageszeitlichen Schwankungen unterworfen. Dadurch wird primär die Berechnung des Schadenausmasses betroffen. Die unterschiedlichen Tageszeiten betreffen jedoch auch die möglichen Auslöser. So ist ein Szenarium mit einem abgerissenen Füllschlauch in der Nacht nicht möglich, da zu dieser Zeit kein Umschlag stattfindet. Für die Risikoermittlung bedeutet das, dass die Einträge sowohl in den Fehler- wie Ereignisbaum bezüglich ihrer tageszeitlichen Abhängigkeit untersucht werden. Gegeben-

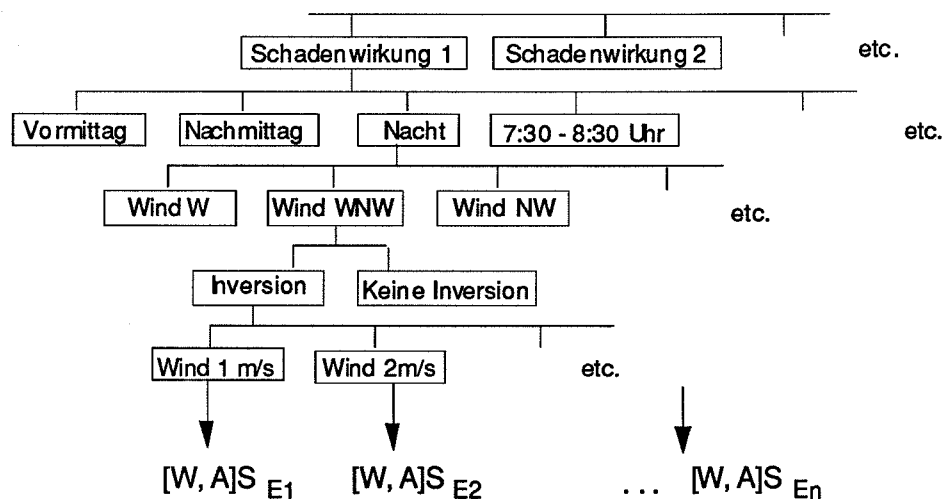
nenfalls müssen die entsprechenden Berechnungen für alle relevanten Tageszeiten separat durchgeführt werden.

#### Verkehrswege

Das Verkehrsaufkommen auf Eisenbahnanlagen (Bahnhöfe und Schienen) im betrachteten Gebiet kann innert Minuten oder Sekunden stark schwanken (wartende Pendler auf Bahnstationen, Vorbeifahrt von Schnellzügen). Die Exposition der Bevölkerung auf Verkehrswegen ist also nur kurzfristig, was bei der Berechnung der Wahrscheinlichkeiten entsprechend berücksichtigt werden muss.

### D2.3 Umsetzung in der Risikoermittlung

In Figur 17 ist die Umsetzung der verschiedenen Umgebungsfaktoren, ausgehend vom Ergebnis des Ereignisbaums (=Schadenwirkung), schematisch dargestellt.

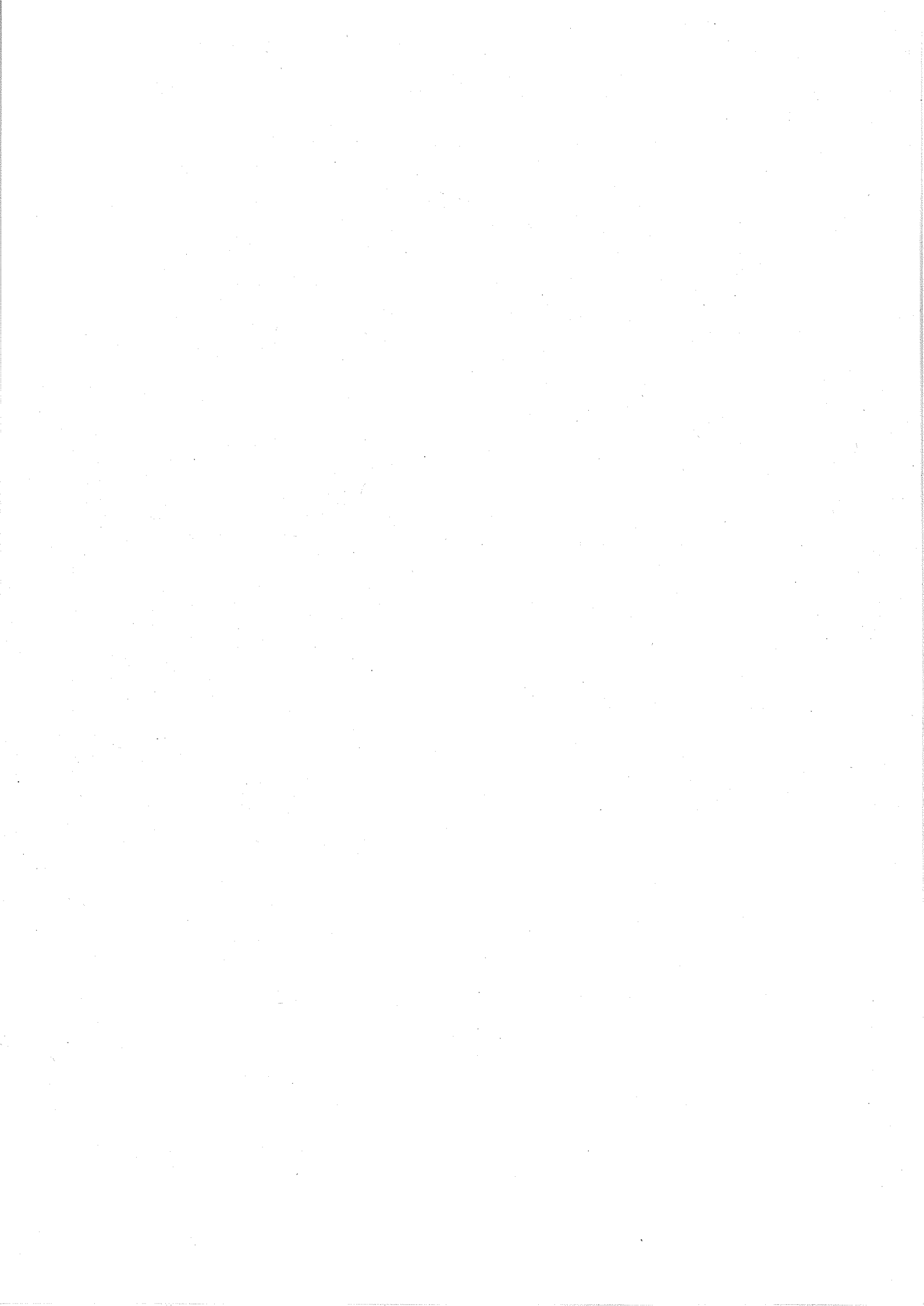


Figur 17. Schematische Darstellung des Einbezugs der Umgebungsfaktoren

Im Prinzip muss die Summe der Faktoren einer einzelnen Zeile (z.B. Windrichtung) jeweils 100% ergeben. Die Berücksichtigung aller möglichen Pfade würde jedoch zu einer unverhältnismässig grossen Anzahl zu berechnender Situationen führen. In der Praxis wird man deshalb nur die wichtigsten Szenarienäste — bezüglich Ausmass und Wahrscheinlichkeit — bewerten. Die anderen Möglichkeiten werden nur summarisch oder eventuell überhaupt nicht bearbeitet.

### **D3. Erstellung des W-A Diagramms**

Für die Erstellung des W-A Diagramms muss eine Auswahl der relevanten Szenarien getroffen werden. Diese setzt sich zusammen aus allen Kategorien der verschiedenen Schadenswirkungen (z.B. BLEVE, VCE, Freistrahbrand etc.). Aus jeder Kategorie wird wiederum eine Auswahl von repräsentativen Szenarien getroffen. Zur Kontrolle der Auswahl wird für jeden Grössenbereich der Wahrscheinlichkeiten nachgeprüft, ob alle wesentlichen Szenarien erfasst wurden. Jedem der ausgewählten Störfallszenarien wird der entsprechende Störfallwert zugeordnet. Die Summenkurve wird gemäss den Angaben im Handbuch I zur StFV, Anhang G [17], gebildet.



## **ANHANG E: Wirkung seitlicher Brandlasten**

## **E1. Einleitung**

Die folgenden Überlegungen dienen der Abklärung, inwieweit bei Einhaltung der Sicherheitsabstände gemäss EKAS Richtlinie 1941 "Flüssiggas, Teil 1" [14] ein Flüssiggastank durch eine permanent vorhandene Brandlast gefährdet ist. Dabei soll untersucht werden, wie gross die Strahlungsintensität und der zugehörige Brand sein muss, damit der Stahl durch die Erwärmung soweit erweicht wird, dass mit einem Behälterversagen gerechnet werden muss. Im weiteren wird abgeklärt, ob die Leistungen der Sicherheitsventile genügen, um den Überdruck im Tank bei der kritischen Strahlungsintensität auf den maximal zulässigen Betriebsdruck zu begrenzen.

## **E2. Verwendete Parameter und Modelle**

### **E2.1 Brand**

Als strahlende Fläche wird eine vertikale, rechteckige Flammenfront mit einem Verhältnis von Länge zu Höhe von 0.5 angenommen. Die Strahlungsintensität an der Flammenoberfläche sei homogen und betrage  $100 \text{ kW m}^{-2}$ . Dies entspricht einer gemittelten Flammentemperatur von  $900^\circ\text{C}$ .

### **E2.2 Tank**

Der zylindrische Tank besteht aus der Stahlqualität STE 355 und ist mit einer Sicherheit von 1.6 gegen die Streckgrenze für Propan ausgelegt. Dies bedeutet, dass bei einer Temperatur von etwa  $250^\circ\text{C}$  noch Sicherheit 1 vorliegt.

### E2.3 Tankposition

Die Tankachse verläuft parallel zur Flammenfront auf einer Höhe von 1.5 m über dem unteren Rand der Brandfläche. Der Abstand betrage 20 m, entsprechend dem geforderten Abstand für Überflurtanks mit einem Inhalt von 50 - 300 m<sup>3</sup> in einer stark gefährdenden Nachbarschaft (Gemäss Richtlinie "Flüssiggas, Teil 1" [14]).

### E2.4 Verwendete Formeln und Modelle

Absorbierte Leistung

$$E_e = \tau \cdot v \cdot \varepsilon \cdot A \cdot I$$

$E_e$  = Absorbierte Leistung [W]

$\tau$  = atmosphärische Abschwächung (= 0.85)

$v$  = Strahlungsanteil (siehe unten)

$\varepsilon$  = Absorptionskoeffizient (= 0.6 für verschmutzte, weisse Oberfläche)

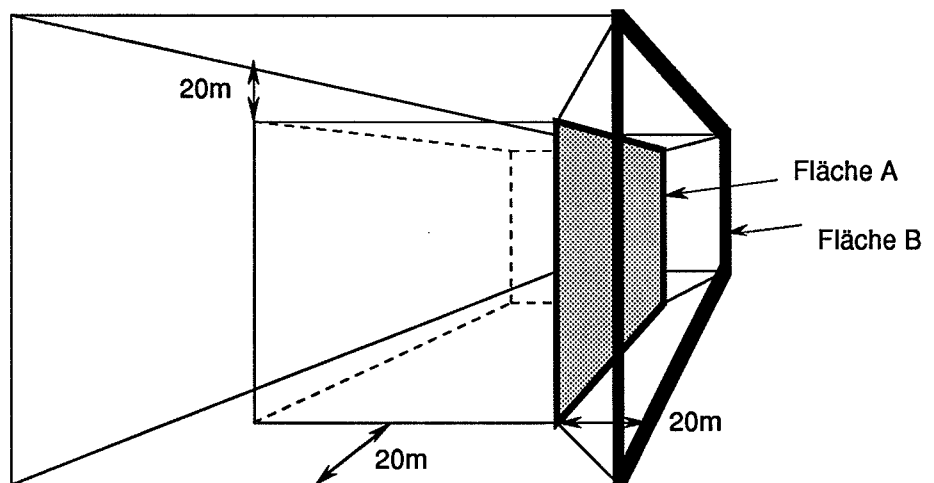
$A$  = Betroffenes Flächenelement [m<sup>2</sup>]

$I$  = Strahlungsintensität (100 [kW m<sup>-2</sup>])

Strahlungsanteil

Unter "Strahlungsanteil" wird hier jener Anteil der gesamten, abgestrahlten Leistung verstanden, der auf ein Flächenelement parallel zur Brandfläche auftrifft. Ist der Abstand 0, so beträgt der Strahlungsanteil 1.

Zur Berechnung des Strahlungsanteils wird folgendes Modell verwendet:





Die Strahlungsleistung, die vom inneren Körper (Schematisches Volumen des Brandes) ausgeht, und die Leistung, die auf den äusseren Körper auftrifft, muss gleich gross sein, sofern keine Abschwächung durch die Atmosphäre stattfindet. Wird angenommen, dass ausschliesslich der von der Fläche A ausgehende Anteil vollumfänglich auf die Fläche B auftrifft, berechnet sich der Strahlungsanteil nach folgender Formel:

$$v = \frac{\text{Fläche (A)}}{\text{Fläche (B)}} = \frac{\text{Fläche (A)}}{(\text{Länge (A)} + 2 \cdot 20\text{m}) \cdot (\text{Höhe (A)} + 20\text{m})}$$

Diese Formel geht davon aus, dass die auf den Boden treffende Strahlung vollständig reflektiert wird und dass die auf Fläche B auftreffende Strahlung homogen verteilt ist.

#### Abgestrahlte Leistung

Die abgestrahlte Leistung des Tanks wird nach der Stefan-Boltzmann Gleichung berechnet:

$$E_a = \sigma \cdot \varepsilon \cdot A \cdot [T_1^4 - T_2^4]$$

$E_a$  = Abgestrahlte Leistung [W]

$\sigma$  = Stefan-Boltzmann Konstante ( $5.67 \cdot 10^{-8}$  [W m<sup>-2</sup> K<sup>-4</sup>])

$\varepsilon$  = Emissionsgrad des Körpers (0.9)

A = Betroffenes Flächenelement [m<sup>2</sup>]

$T_1$  = Temperatur der Tankwand [K]

$T_2$  = Temperatur der Umgebung [K]

Da jedes Flächenelement der Tankwand auf beide Seiten strahlt, muss die Formel noch mit dem Faktor 2 multipliziert werden.

#### Wärmeabtrag durch Konvektion

Die Wärmeabtrag von der Tankwand durch Konvektion wird nach folgender Formel berechnet:

$$E_k = \alpha \cdot A \cdot [T_1 - T_2]$$

$E_k$  = Wärmeabtrag durch Konvektion [W]

$\alpha$  = Wärmeübergangskoeffizient (10 [W m<sup>-2</sup> K])

A = Betroffenes Flächenelement [m<sup>2</sup>]

$T_1$  = Temperatur der Tankwand [K]

$T_2$  = Temperatur der Umgebung [K]

Es ist davon auszugehen, dass beim Öffnen der Sicherheitsventile die Flüssigkeit zu Sieden beginnt und im Innern eine hochturbulente Atmosphäre herrscht. Dies bewirkt einen grösseren Wärmeabtrag als dies bei reiner thermischer Konvektion der Fall wäre. Da jedoch die Temperatur der Gasphase nicht genau bekannt ist, wird angenommen, dass die Wärmeabträge innen wie aussen gleich sind.

### **E3. Berechnungen**

#### **E3.1 Berechnung der Brandfläche**

In den folgenden Überlegungen wird der Einfachheit halber angenommen, dass die Temperatur der Flüssigkeit und des Gases im Tank wie auch der Atmosphäre ausserhalb des Tanks 50°C betrage. Bei dieser Temperatur wird der Ansprechdruck der Sicherheitsventile von 17.1 bar erreicht. Die Temperatur der Tankwand sei innen wie aussen ebenfalls gleich gross.

Die Berechnungen beziehen sich auf ein vertikales Wandelement des Tanks, das dem Brand zugewandt ist. Dort ist die auftreffende Wärmestrahlung pro Tankflächeneinheit am grössten. Unter Verwendung der oben vorgestellten Modelle und Annahmen muss für das Erreichen der kritischen Temperatur von 250°C eine Brandfläche von 35 m Länge und 17.5 m Höhe vorhanden sein.

Vergleich mit Literaturwerten

Metzger [22] beschreibt Versuche zur Ermittlung des notwendigen Sicherheitsabstandes. Dabei wurde festgestellt, dass für ein Erreichen einer Temperatur von 250°C an der exponiertesten Stelle eine Strahlungsintensität von 20 kW m<sup>-2</sup> notwendig ist. Dies entspricht ziemlich genau dem Wert, der unter den genannten Annahmen errechnet wird (11.23 kW m<sup>-2</sup> absorbierte Leistung entspricht bei einem Absorptionskoeffizienten von 0.6 einer eingestrahnten Leistung von 18.7 kW m<sup>-2</sup>).

## Brandversuche

Bei Brandversuchen mit direkter Befeuerung eines 5 m<sup>3</sup> Propantanks [13, 25], der den Schweizer Spezifikationen entspricht, wurden folgende Werte zum Zeitpunkt des Behälterberstens erreicht:

Versuch 1: Anfangstemperatur Propan =10°C

Dauer 12 Min.

Wandtemperatur = 400° (45° von Tankscheitel), 460° (45° von Scheitel), 560°C (Scheitel)

Überdruck = 24.5 bar

Versuch 2: Anfangstemperatur Propan =37°C

Dauer 7.5 Min.

Wandtemperatur = 420°C (Scheitel)

Überdruck = 39 bar

Versuch 3: Anfangstemperatur Propan =26°C

Dauer 9 Min.

Wandtemperatur = keine Angabe

Überdruck = 30.5 bar

## Kommentar

Diese Resultate zeigen, dass in der Praxis ein Propantank zumindest lokal weit über 250°C erhitzt werden und der Innendruck auf deutlich über 17 bar steigen muss, damit es zu einem Behälterbersten kommt. Die Resultate aufgrund einer angenommenen Maximaltemperatur von 250°C für die Behälterwandung sind somit als konservativ zu betrachten.

### F3.2 Abblaseleistung der Sicherheitsventile

Mit einer weiteren Berechnung wurde abgeklärt, ob die Abblaseleistung der Sicherheitsventile genügt, um im Falle eines seitlichen Brandes den Tankinnendruck auf den Abblaseüberdruck von 17.1 bar (= 110% von 15.5 bar) zu beschränken. Die Rechnungen wurden wiederum für Propan durchgeführt. Die Abblaseleistung berechnet sich dabei nach der Formel

$$V_L = 620 \cdot A^{0.82} \text{ [m}^3 \text{ h}^{-1}] \quad A = \text{Tankoberfläche [m}^2]$$

## Resultate

Die Berechnungen wurden für 3 Tankgrößen und eine absorbierte Strahlungsintensität von  $11.2 \text{ kW m}^{-2}$  Querschnittfläche (entsprechend der kritischen Strahlungsintensität für ein Aufheizen der Tankwand auf  $250^\circ\text{C}$ ) durchgeführt.

| Tankinhalt        | Querschnittsfläche | Absorbierte Leistung | Verdampfungsleistung |
|-------------------|--------------------|----------------------|----------------------|
| $50 \text{ m}^3$  | $26 \text{ m}^2$   | 292 kW               | 4931 kW              |
| $100 \text{ m}^3$ | $52 \text{ m}^2$   | 584 kW               | 8446 kW              |
| $200 \text{ m}^3$ | $104 \text{ m}^2$  | 1168 kW              | 14680 kW             |

## Kommentar

Der Vergleich von absorbierter Leistung und Verdampfungsleistung zeigt, dass die eingestrahlte Energie auch eines beträchtlich stärkeren Feuers nicht ausreicht, um den Tankinnendruck über den Abblaseüberdruck von 17.1 bar zu erhöhen.

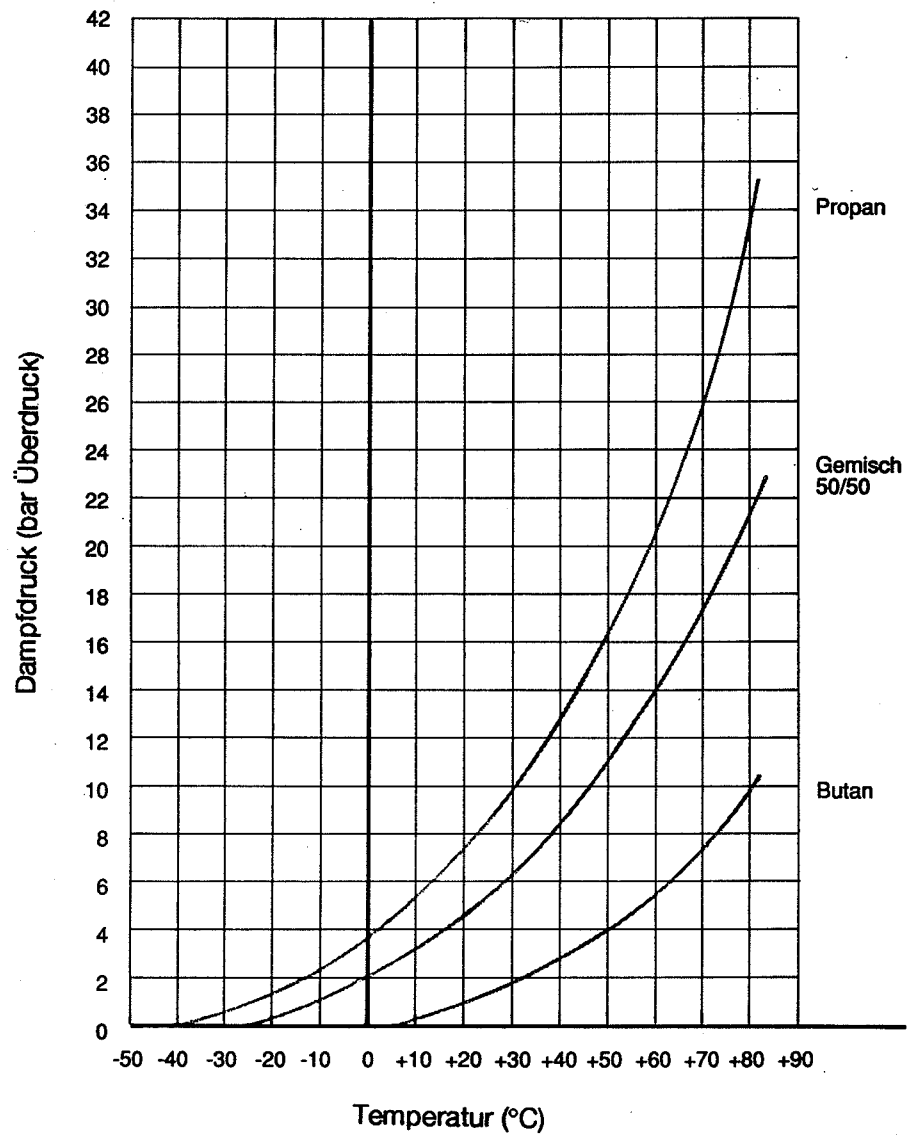


## **ANHANG F: Physikalische Eigenschaften von Flüssiggas**

## Physikalische Parameter

| Parameter                              | Propan                                   | n-Butan                                  |
|--|--|--|
| Chemische Formel                       | C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>            | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>           |
| Molmasse                               | 44.09                                    | 58.12                                    |
| Siedetemperatur (bei 1 bar)            | -42.1°C                                  | -0.48°C                                  |
| spez. Wärme (flüssig) (0°C)            | 2.39 kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> | 2.26 kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> |
| Dampfdruck                             | S. Dampfdruckkurven (Figur 18)           |  |
| Gasdichte (0°C, 1 bar)                 | 2.0 kg m <sup>-3</sup>                   | 2.7 kg m <sup>-3</sup>                   |
| Flüssigkeitsdichte (20°C)              | 500 kg m <sup>-3</sup>                   | 578 kg m <sup>-3</sup>                   |
| Verdampfungswärme (25°C)               | 342 kJ kg <sup>-1</sup>                  | 361 kJ kg <sup>-1</sup>                  |
| Verbrennungswärme                      | 46.4 MJ kg <sup>-1</sup>                 | 45.7 MJ kg <sup>-1</sup>                 |
| Verbrennungsrate                       | 8.2 mm min <sup>-1</sup>                 | 7.9 mm min <sup>-1</sup>                 |
| Verhältnis der spez. Wärmen            | 1.13                                     | 1.092                                    |
| Explosionsgrenzen in Luft (0°C, 1 bar) | 2.1 - 9.5 Vol.-%                         | 1.9 - 8.5 Vol.-%                         |
| Flammpunkt                             | -104°C                                   | ca. -75°C                                |
| Zündtemperatur (1 bar)                 | 470°C                                    | 365°C/460°C                              |
| Adiabatische Flammentemperatur         | Ca.1350 °C                               | Ca.1350 °C                               |
| MAK-Wert                               | 1800 mg m <sup>-3</sup>                  | 1900 mg m <sup>-3</sup>                  |
| IDLH-Wert                              | 20'000 ppm                               | nicht bestimmt                           |

Quellen: [21, 29, 39]



Figur 18. Dampfdruckkurven von Propan, Butan und Gemisch (1/2 Propan und 1/2 Butan) (Der Dampfdruck wird in bar Überdruck angegeben).

Quelle: [29]





## **ANHANG G: Literaturverzeichnis**

1. American Institute of Chemical Engineering: Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, New York, 1989
2. Bach, H. et al.: Untersuchung zur Sicherheit der Flüssiggastechnologie, Bundesministerium für Forschung und Technik, Bericht Nr. BMFT FB, 1988
3. Baker, W.E., Cox, P.A., Westine, P.S., Kulesz, J.J., Strehlow, R.A.: Explosion Hazards and Evaluation, Elsevier, Amsterdam, 1983
4. Becker, R., Huth, W., und Müller, E.: Berechnung von erforderlichen Abständen zu möglichen Brandlasten. Flüssiggas 5/1991.
5. Blything, K.W. and Reeves, A.B.: BLEVE Probability of a 100te LPG storage vessel. Safety and Reliability Directorate, United Kingdom Atomic Energy Authority, Health and Safety Executive HSE/SRD PD052/WP1, Final Version, 1987
6. Bundesamt für Materialforschung und -prüfung: Untersuchung der Wirksamkeit von Wasserberieselungseinrichtungen als Brandschutzmassnahme für Flüssiggas-Lagertanks, Forschungsbericht 146, 1987
7. Bundesamt für Zivilluftfahrt, persönliche Mitteilung, 1989
8. Bundesgesetz über den Umweltschutz (Umweltschutzgesetz) vom 7. Oktober 1983
9. Bundesministerium für Forschung und Technik/VDI-Fachband 2: Ermittlung sicherheitstechnischer Kriterien zur Flüssiggastechnologie und Herleitung geeigneter Sicherheitsstandards. Vergleich der Risiken von ober- und unterirdischer Lagerung von Flüssiggas. VDI-Technologiezentrum, Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung, Berlin, TÜV Hannover e.V., Batelle-Institut e.V., Frankfurt, TÜV Norddeutschland e.V. Hamburg, 1988
10. Bundesminister für Forschung und Technik: Die Auswirkung des Sicherheitsrisikos von Lagerung und Transport gefährlicher Stoffe auf die Entwicklung verbesserter Transporttechnologien (Strassentransport), Phase 1 - Grundlagenuntersuchung, Verlag TÜV Rheinland, 1980
11. Clancey, V.J.: Diagnostic features of explosion damage. 6<sup>th</sup> Int. Meeting on Forensic Sciences, Edinburgh, 1972
12. Department of Energy: Vaporization, Dispersion and Radiant Fluxes from LPG-Spills, Report Nr. DOE/EP-0042, Washington, 1981
13. Droste, B., Hübner, H.W. und Probst, U.: Brandversuche mit Tanks zur oberirdischen Lagerung von Flüssiggas. TÜ 25, 272, 1984

14. EKAS-Richtlinie Nr. 1941 Flüssiggas, Teil 1, Luzern, 1990
15. Geiger, W.: Heavy Gas and Risk Assessment, II, 225, 1983
16. Haas, W., Stock, M., Technische Überwachung, 31, 283, 1990
17. Handbuch I zur Störfallverordnung, Richtlinien für Betriebe mit Stoffen, Erzeugnissen oder Sonderabfällen, BUWAL, Bern, 1991
18. Heilmann, K.: Technologischer Fortschritt und Risiko, Knauer, München, 1985
19. Lees, F.P.: Loss Prevention in the Process Industries, Butterworths, London, 1980
20. Marshall, V.C.: Major Chemical Hazards, Ellis Horwood Limited, 1987
21. Marti, B.: Flüssiggas (Propan und Butan), Schweizerische Blätter für Arbeitssicherheit, SUVA, Luzern, 6. Auflage, 1988
22. Metzger, H.U.: Brandlast-/Strahlungsversuche zur Ermittlung von Mindestabständen von Druckbehältern für Flüssiggas zu möglichen Brandherden. Flüssiggas 5/1991.
23. Ooms, G., Mahieu, A.P., and Zelis, F.: The plume path of vent gases heavier than air. 1<sup>st</sup> Int. Symp. on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries, The Hague/Delft. pp. 211-220, Elsevier, New York, 1974
24. Scheller, F.: SUVA-Unfallstatistik für Flüssiggastankanlagen. Persönliche Mitteilung, 1992
25. Schulz-Forberg, B., Droste, B. und Charlett, H.: Failure mechanisms of propane-tanks under thermal stresses including fire engulfment. Proceedings of Congress on Transport and Storage of LPG&LNG, pp. 295-305, Brügge, 1984
26. Selway, M.: The predicted BLEVE frequency of a selected 2000 m<sup>3</sup> butane sphere on a refinery site. Safety and Reliability Directorate, Health and Safety Executive Y SRD/HSE/R 492, 1988
27. SGK-Richtlinien für Projektierung, Ausführung und Betrieb des kathodischen Schutzes erdverlegter Lagerbehälter aus Stahl (Nr. C5), 1988
28. Strassenverkehrsunfälle in der Schweiz. Bundesamt für Statistik, Bern, 1990
29. SUVA-Arbeitssicherheit: Anleitung für die Risikobewertung von Flüssiggasversorgungsanlagen, Bewilligungsgesuch für den Standort. Bestellnr. 88077.d, SUVA, Luzern, 1991
30. SVDB-Vorschrift 602 betreffend Sicherheitsventile, SVDB, Zürich, 1983

31. SVDB-Vorschrift 705 betreffend Flüssiggasbehälter (Propan/Butan), SVDB, Zürich (tritt voraussichtlich im Januar 1993 in Kraft)
32. SVDB-Vorschrift 802 betreffend Herstellung und Abnahme von Druckbehältern, SVDB, Zürich, 1992
33. SVDB-Vorschrift 803 betreffend Bewilligung und Betrieb von Druckbehältern, SVDB, Zürich, 1992
34. SVDB-Vorschrift 804 betreffend periodische Prüfungen von Druckbehältern, SVDB, Zürich, 1992
35. SVDB-Vorschrift 901 betreffend Sonderzulassung: Plombierung von Sicherheitseinrichtungen von Druckeinrichtungen, SVDB, Zürich, 1990
36. SVDB-Vorschriften Band 1, SVDB, 1981-1987
37. Taylor, J.R. and Platz, O.: Redegørelse om risikobetonede virksomheder og sammenligning af risikoniveauer og sikkerhedsforanstaltninger for nogle industrianlæg, Institute for Technical Systems Analysis, Arbejdsrapport fra Miljøstyrelsen, nr. 23/1991, Kopenhagen, 1991
38. TNO Institute of Environmental and Energy Technology. FACTS Database for Industrial Safety. Accidents with LPG. Study intended for B&H, 1992
39. TNO Institute of Environmental and Energy Technology. "Methods for the calculation of physical effects ("Yellow Book")", Voorburg, 1988
40. Unfallstatistik der Schweizerischen Beratungsstelle für Unfallverhütung, Bern, 1990
41. Van den Berg, A.C.: J. Hazard. Materials, **12**, 1, 1985
42. Verein Deutscher Ingenieure: Ausbreitungsrechnung für die Sicherheitsanalyse nach der Störfallverordnung, Richtlinie VDI 3783, Blatt 2, Ermittlung der Ausbreitung schwerer Gase im Rahmen der Sicherheitsanalyse, VDI Verlag, Düsseldorf, 1990
43. Verein Deutscher Ingenieure: VDI Wärme-Atlas, VDI Verlag, Düsseldorf, 1974
44. Verordnung betreffend Aufstellung und Betrieb von Druckbehältern vom 19. März 1938. SUVA Form. 1272d
45. Verordnung über den Schutz vor Störfällen (Störfallverordnung, StFV) vom 27. Februar 1991. SR 814.012
46. Melham, G.A., Croce, P.A. and Abraham H.: Data Summary of NFPA's BLEVE Tests. Manuscript by Arthur D. Little, Inc., Cambridge, MA, and National Fire Protection Association, Quincy, MA, 1992