

# Druckentlastungsvorrichtungen für Chemieanlagen

Von S. Muschelknautz und F. Maying<sup>1)</sup>

## Problemstellung

Die Druckentlastung eines Behälters wird oft als sicherheitstechnische Maßnahme eingesetzt, um das Durchgehen einer darin stattfindenden exothermen chemischen Reaktion und damit verbundene unzulässige thermodynamische, fluiddynamische und reaktionskinetische Zustände zu verhindern. Im bestimmungsgemäßen Betrieb wird eine chemische Reaktion durch kontrollierte Wärmezu- oder Wärmeabfuhr, manchmal auch durch Zusatz von reaktionshemmenden bzw. reaktionsfördernden Additiven gesteuert. Gerät eine exotherme Reaktion außer Kontrolle, wird in der Regel eine erhebliche Wärmemenge (100 W pro kg Produkt) durch Freisetzung der Reaktionsenthalpie innerhalb der reagierenden Flüssigkeit erzeugt. Weil die installierten Kühleinrichtungen in den meisten Fällen nicht ausreichen, die entstehenden Wärmemengen sofort abzuführen, heizt sich die Flüssigkeit, wenn sie unterkühlt ist, zunächst isobar bis zur Sättigungstemperatur auf und beginnt dann zu verdampfen. Die Zustandsänderungen sind zum besseren Verständnis in ein Temperatur-Entropie-Diagramm in Bild 1 eingezeichnet.

Wenn es sich um ein geschlossenes System handelt, steigt der Behälterdruck infolge der isochoren Dampfproduktion durch die Reaktionswärme (Zustandsänderung 2 → 3 in Bild 1) an. Meistens wird der zeitliche Druckgradient aufgrund der mit wachsendem Druck bzw. wachsender Temperatur stark zunehmenden Reaktionsgeschwindigkeit schnell größer, und der Druck würde sehr bald den zulässigen Behälterdruck überschreiten. Um zu verhindern, daß der Druckbehälter versagt, wird sich in einem solchen Fall das Sicherheitsventil öffnen und zunächst das über der Flüssigkeit liegende Dampfpolster ausströmen.

Wäre das Ventil so gesteuert, daß der Druck im Behälter auf dem Wert des Ansprechdrucks beharren würde, so würde die Flüssigkeit aufgrund der freigesetzten Reaktionswärme isobar verdampfen und die durch die Reaktion erzeugte Energie in Form von Verdampfungswärme aus dem Reaktor abgeführt werden. Der Vorteil der gleichmäßigen und intensiven Kühlung der Flüssigkeit durch die Dampfproduktion wird leider durch eine schlechte Phasenseparation im Behälter eingeschränkt. Aufgrund der relativ geringen Aufstiegsgeschwindigkeit der in der Flüssigkeit entstehenden Dampfblasen von 0,1 m/s bis 0,2 m/s ist eine gewisse Dampfmenge in der Flüssigkeit zwischengespeichert und der Gemischspiegel steigt an. Bei Behäl-

terfüllgraden von über 50 %, die unter wirtschaftlichen Aspekten wünschenswert sind, erreicht der Gemischspiegel in der Regel die Austrittsöffnung des Kessels und von diesem Zeitpunkt an strömt außer Dampf auch Flüssigkeit aus dem Reaktor aus. Der Aufwallvorgang, auch „Flashing“ genannt, wird bei gasenden Reaktionen durch freigesetztes Gas verstärkt.

Damit das Entlastungsventil nicht durch Produktenbackungen, die durch die Strömung aus dem Behälter herausgerissen werden, verstopfen kann, werden in der Regel Vollhubsicherheitsventile verwendet, die einen Ausströmquerschnitt freigeben, der aus Sicherheitsgründen meistens größer als unbedingt erforderlich gewählt wird. Aufgrund des zu großen Entlastungsquerschnittes sinkt der Behälterdruck unter den Ansprechdruck des Ventils. Die Folge ist eine der Verdampfung durch Reaktionswärme überlagerte Entspannungsverdampfung, die eingehend untersucht worden ist (F. Maying<sup>[1]</sup>). Die Druckabsenkung auf Werte unterhalb des Ventilansprechdruckes kann aber auch notwendig werden, um die chemische Reaktion zum Erliegen zu bringen. Während des Aufwallvorganges findet somit eine polytrope Verdampfung entsprechend der Zustandsänderung 3 → 4 in Bild 1 statt.

Eine Druckentlastung nichtreagierender Fluide mit reiner Entspannungsverdampfung wird manchmal angewendet, um hinter einem Hochdruckprozeß abzuziehende Flüssigkeiten abzukühlen bzw. auf den bequemer lager- und transportfähigen Zustand des atmosphärischen Druckes zu überführen.

Wird eine sich auf Sättigungszustand befindende nichtreagierende Flüssigkeit druckentlastet, so setzt nach einer Siedeverzugszeit von einigen Hundertstel- bis Zehntelsekunden eine spontane und heftige Verdampfung ein. H. H. Viencenz [2] zeigt, daß der Behälterdruck innerhalb der Siedeverzugszeit B—C in Bild 2 durch Entweichen des Dampfpolsters oberhalb der Flüssigkeit beträchtlich sinkt. Versuchsmedium war ein Kältemittel, dessen Flüssigkeitsspiegel etwa bis zu zwei Dritteln der Höhe des Behälters reichte, wobei der Druck im Behälter nach Öffnen einer Berstscheibe innerhalb von 15 s von 20 bar auf Umgebungsdruck absank.

Bei C setzt Entspannungsverdampfung und damit Blasenbildung in der Flüssigkeit ein. In der Zeitspanne C—D bewegt sich der Flüssigkeitsspiegel wie vorher erläutert durch Blasenbil-

<sup>1)</sup> Dipl.-Ing. S. Muschelknautz und Professor Dr.-Ing. F. Maying, München

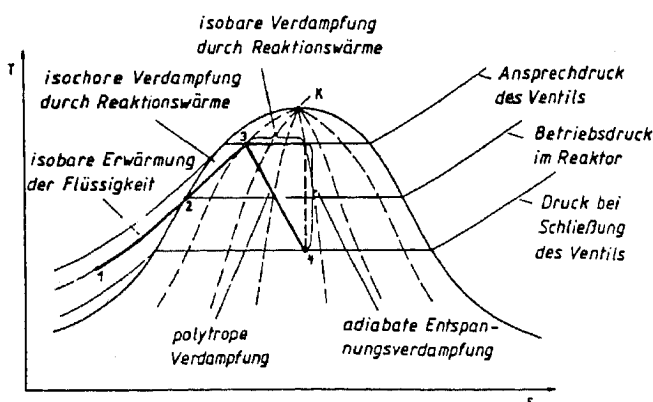


Bild 1: Druckentlastung eines Chemiereaktors im Temperatur-Entropie-Diagramm  
Fig. 1: Pressure relief of a chemical reactor in the temperature-entropy diagram

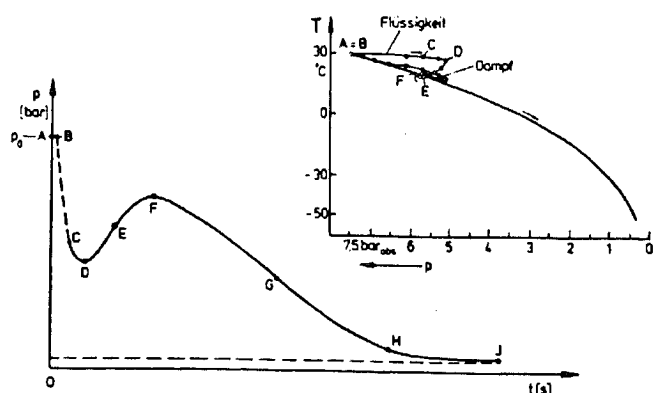


Bild 2: Zeitlicher Verlauf von Kesseldruck und Kesseltemperatur während einer Druckentlastung von R12; nach [2]

Fig. 2: Time profile of vessel pressure and vessel temperature during pressure relief of R12; to [2]

nung nach oben, bis er bei D die Austrittsöffnung des Behälters zum Druckentlastungsventil erreicht.

Damit ändert sich bei D der Strömungszustand im Ventil, weil jetzt statt der bisherigen — höchstens mit einigen Flüssigkeitstropfen durchsetzten — Dampfströmung ein Zweiphasengemisch ansteht, dessen maximale Geschwindigkeit wesentlich niedriger ist als die Schallgeschwindigkeit reinen Dampfes. Im Behälter baut sich aber zur gleichen Zeit das ursprünglich durch Siedeverzug angestaute Ungleichgewicht rasch ab, und damit ist die Dampfproduktion im Behälter im Bereich D—F höher als das aus dem Ventil ausgetragene Volumen. Als Folge davon steigt der Druck im Behälter bis zum Zeitpunkt E, zu dem thermodynamisches Gleichgewicht zwischen Flüssigkeit und Gas erreicht ist, sehr steil an, was man aus dem Temperatur-Druck-Diagramm ersehen kann. Dieser Anstieg flacht im Bereich E—F ab, bis schließlich die zum Zeitpunkt F produzierte Dampfmenge und das ausströmende Volumen im Gleichgewicht sind. Daran anschließend nimmt dann der Druck stetig ab, wobei zum Zeitpunkt H eine merkliche Abflachung der Druck-Zeit-Kurve zu beobachten ist, was sich daraus erklärt, daß jetzt der Gemischspegel wieder unter die Austrittsöffnung des Behälters abzusinken beginnt.

Aufschäumvorgang, Phasenseparation und Gemischspiegelbewegung sind heute durchaus rechnerisch anhand von physikalischen Modellen zu verfolgen, wie zum Beispiel die Arbeit von Viecez [2] zeigt. O. C. Jones und N. Zuber [3] geben eine Gleichung zur Bestimmung der Verdampfungsrates in variablen Druckfeldern in Abhängigkeit der Flüssigkeitsüberhitzung bei reiner Entspannungsverdampfung an. Die Verdampfungsrates bei ursprünglich vollständig mit Flüssigkeit gefülltem Kessel untersuchte Hutcherson [4].

Die Massenstromdichte des zweiphasigen Gemisches, das bei den in der Industrie üblichen hohen Drücken von bis zu 20 bar meist unter kritischen Strömungsbedingungen im Sicherheitsventil aus dem Behälter ausströmt, ist ebenfalls vielfältig untersucht worden. Rechenansätze gehen in der Regel von der Schallgeschwindigkeit eines einphasigen Fluids aus,

$$a = \sqrt{\left(\frac{d\rho}{d\rho}\right)_{\text{isotrop}}}, \quad (1)$$

wobei für die Dichte ein Mittelwert entsprechend Gleichung (2) angesetzt wird.

$$\bar{\rho} = \varepsilon \cdot \rho_D + (1 - \varepsilon) \cdot \rho_F. \quad (2)$$

Grenzannahmen für das kritische Ausströmen sind einerseits homogene Strömung — das heißt gleiche Geschwindigkeit von Flüssigkeit und Gas mit völligem thermodynamischen Gleichgewicht —, andererseits fluiddynamisch maximale Schlupfanahmen mit thermischem Ungleichgewicht, das heißt vollständigem Siedeverzug im Ventilbereich mit starkem Druckabfall. Dazwischen können die Annahmen beliebig abgestuft werden. Theoretische Ansätze mit physikalischen Annahmen über das Geschwindigkeitsverhältnis zwischen Gas und Flüssigkeit wurden zum Beispiel von F. J. Moody [5] sowie von R. E. Henry und H. K. Fauske [6] erarbeitet. Die Schlupfmodelle sind dabei aus der einfachen Betrachtung heraus angesetzt, daß der Schlupf allein aus der beschleunigenden Druckkraft längs des Strömungsweges durch die das Sicherheitsventil simulierenden Düsen oder Blenden resultiert.

Daraus ergibt sich, daß das Geschwindigkeitsverhältnis zwischen Gas und Flüssigkeit proportional der zweiten oder dritten Wurzel aus dem Dichteverhältnis zwischen Flüssigkeit und Gas ist.

Gleichung (3) gibt die von R. E. Henry [7] für die Berechnung des kritischen Massenstromes entwickelte Beziehung wieder, in der die wesentlichen Einflußgrößen der Dampfgehalt, der Schlupf, die Kompressibilität der Gasphase und die Dichten von Gas und Flüssigkeit sind.

$$M_{\text{krit}}^2 = - \left\{ s' \left[ 1 + \dot{x} (s' - 1) \right] \dot{x} \frac{d v_D}{d p} + \left\{ v_D \left[ 1 + 2 \dot{x} (s' - 1) \right] \right. \right.$$

$$\left. + s' \cdot v_D \left[ 2(\dot{x} - 1) + s'(1 - 2\dot{x}) \right] \right\} \frac{d \dot{x}}{d p} + s' \left[ 1 + \dot{x}(s' - 2) - \dot{x}^2 (s' - 1) \frac{d v_F}{d p} + \dot{x}(1 - \dot{x}) \left( s' \cdot v_F - \frac{v_D}{s'} \right) \frac{d s'}{d p} \right]^{-1}; \quad (3)$$

$$s' = (\rho_D / \rho_F)^{1/3}, \quad v_D = 1 / \rho_D, \quad v_F = 1 / \rho_F.$$

Die prinzipielle Übertragbarkeit dieser sowie anderer, die reine Entspannungsverdampfung betreffende Erkenntnisse auf die Verhältnisse der Druckentlastung einer chemischen Reaktion scheint gerechtfertigt, weil in beiden Fällen ähnliche strömungsmechanische und thermodynamische Mechanismen auftreten. Unterschiede sind in erster Linie im zeitlichen Druck- und Temperaturverlauf zu erwarten, weil die freigesetzten Wärmemengen, die vor allem die Dampfproduktion beeinflussen, unterschiedlich groß sind. Über das reaktionskinetische Verhalten von durchgehenden exothermen Reaktionen findet man allgemeine Hinweise in [8]. P. Wittmer et al. [9] sowie K. Riederle [10] haben die Wärmefreisetzung bei der Polymerisation von Styrol untersucht. Zur Wasserstoffperoxidzersetzung, einer anderen typischen exothermen Reaktion, finden sich unter anderem Informationen bei O. Spalek et al. [11].

In beiden Einsatzbereichen der Druckentlastung wirkt sich der flüssige Produktaustrag, der wie erwähnt bei Füllgraden größer als 50% in der Regel auftritt, nachteilig auf den Druckentlastungsvorgang selbst und auf die Umgebung aus. Die mitgerissene Flüssigkeit trägt nämlich nicht zur Kühlung der im Kessel verbliebenen Flüssigkeit bei, enthält aber den größten Teil der aus dem Behälter ausgetragenen Masse. Der ausströmende Dampf vermischt sich schnell mit der Umgebungsluft, wohingegen sich die ausgeströmte Flüssigkeit am Boden ablagert und gefährliche Konzentrationen bilden kann. Weil es sich bei den in der Chemie gebräuchlichen Substanzen sehr oft um toxische oder explosive Stoffe handelt, kann dies zu Giftgas- bzw. Explosionsunfällen führen. Es sind deshalb Bestrebungen im Gange, den ausströmenden Dampf in Wasservorlagen zu kondensieren sowie die mitgerissene Flüssigkeit in einem mechanischen Abscheider vom Dampfstrom zu trennen und sie möglichst noch während des Druckentlastungsvorganges in den Kessel zurückfließen zu lassen, um große Zwischenspeicher zu vermeiden. Ein Abscheidegrad von 80% wird als ausreichend empfunden [12]. Weil es sich bei der Notentspannung einer chemischen Reaktion um eine sicherheitstechnische Maßnahme handelt, sollte für die Wiedereinspeicherung der abgeschiedenen Flüssigkeit in den Reaktorbehälter keine Fremdenergie in Anspruch genommen werden.

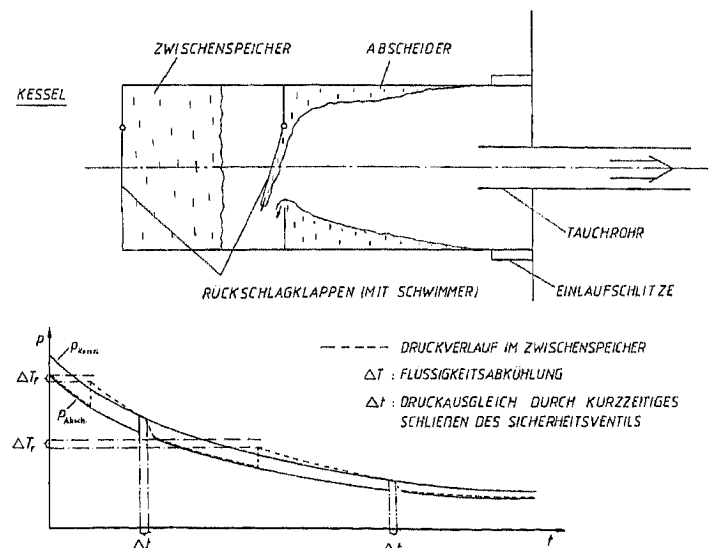


Bild 3: Vorschlag zur kesselinternen Abscheidung  
Fig. 3: Suggestion for in-vessel separation

### Flüssigkeitsabscheidung bei Druckentlastung

Für die Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Kessel ohne Inanspruchnahme von Fremdenergie gibt es im wesentlichen zwei Möglichkeiten.

Zum einen könnte eine eventuell vorhandene Überhitzung der abgeschiedenen Flüssigkeit infolge des zur Abscheidung erforderlichen Druckabfalles ausgenutzt werden, indem die Flüssigkeit in einem Zwischenspeicher auf den ihrer Temperatur entsprechenden Sättigungsdruck nachverdampft. Eine entsprechende Abscheideeinrichtung, die aus einem unterhalb der Kesselaustrittsöffnung angebracht Zyklon mit mehreren tangentialen Einlaufschlitzen und einem Zwischenspeicher besteht, zeigt Bild 3.

Fällt der Druck im Kessel während der Nachverdampfung im Zwischenspeicher, der währenddessen durch Rückschlagklappen gegen den Kessel abgedichtet ist, kontinuierlich ab — wovon in der Regel wie erläutert ausgegangen werden kann —, so würde sich eine gewisse Druckdifferenz zwischen Kessel und Zwischenspeicher einstellen, die bei entsprechender Abstimmung des Speichervolumens und des zeitlichen Druckgradienten ausreichen müßte, die separierte Flüssigkeit in den Kessel zurückzupumpen. Um anschließend die untere Rückschlagklappe wieder zu schließen und den Zwischenspeicher erneut zu befüllen, ist allerdings ein kurzzeitiges Schließen des Entlastungsventils erforderlich. Die beschriebene Methode der kesselinternen Abscheidung und Wiedereinspeicherung wurde im Rahmen eines Forschungsvorhabens von den Verfassern experimentell untersucht. Leider stellte sich heraus, daß die auftretende Flüssigkeitsüberhitzung zu klein ist, um den Rückflußmechanismus für die separierte Flüssigkeit in Gang zu setzen. Abscheidegrade von über 90% konnten jedoch ohne Mühe erreicht werden.

Die zweite Methode zur Wiedereinspeicherung der abgeschiedenen Flüssigkeit in den Kessel kann in Verbindung mit einem kesselexternen Abscheider entsprechend Bild 4 verwirklicht werden.

Liegt der Abscheider in einer gewissen Höhe über dem Druckbehälter, dann könnte die abgeschiedene Flüssigkeit infolge

hydrostatischen Druckaufbaus in einer zweiten Rohrleitung — im weiteren Rückleitung genannt — in den Kessel zurückfließen. Damit sie zurückfließt, muß der Druckabfall in der Austrittsleitung, der sich aus dem Druckabfall am Kesselaustritt, dem Druckabfall infolge der geodätischen Höhendifferenz und dem Reibungsdruckverlust in der Rohrleitung sowie der Druckdifferenz vom Abscheidereintritt bis zum Sammelbehälter zusammensetzt, kleiner als die hydrostatische Druckdifferenz in der Rückleitung sein. Es ist zu berücksichtigen, daß die separierte Flüssigkeit im Sammelbehälter und in der Rückleitung nachreagieren bzw. bei fortgesetztem Druckabfall im gesamten System nachverdampfen kann. Dadurch kann dort ebenfalls ein Aufschäumen unter anderen geometrischen Verhältnissen und geringerer thermodynamischer Intensität als im Kessel selbst stattfinden. Damit ist eine Reduzierung der hydrostatischen Druckdifferenz in der Rückleitung verbunden. Aufgrund der konstruktiven Einfachheit und Vielseitigkeit scheint diese Methode der Abscheidung vor allem auch zum Einbau in bereits bestehende Druckentlastungssysteme von Chemiereaktoren geeignet zu sein, die in der Regel bereits über eine mehr oder weniger lange Rohrleitung zwischen Kessel und Entlastungsventil verfügen. Wäre der Separator innerhalb des Kessels angeordnet, müßte der Behälter zur Abscheidermontage unter Umständen aufgeschnitten werden. Außerdem ist das Raumangebot in Chemiereaktoren aufgrund verschiedener Einbauten wie Rührer und Bleche zur Strömungsführung eng begrenzt, so daß auch aus dieser Sicht einer kesselexternen Flüssigkeitsabscheidung der Vorzug gegeben werden muß.

Es gibt eine Vielzahl von mechanischen Flüssigkeitsabscheidern, die alle auf dem physikalischen Prinzip der Trennung zweier unterschiedlich schwerer Phasen durch Trägheitskräfte infolge gekrümmter Strömungsbahnen beruhen. Einen Überblick über die mechanische Trägheitsabscheidung geben das Chemical Engineers Handbook [13] und H. Brauer [14]. Der Abscheidegrad  $\eta$ , der als das Verhältnis zwischen separiertem und in den Abscheider eintretenden Phasenmengenstrom — bzw. Phasenmenge — definiert ist, läßt sich vor allem durch das Verhältnis zwischen Strömungsgeschwindigkeit und Radius der gekrümmten Stromlinie beeinflussen.

Wird ein Abscheider entsprechend Bild 4 in bereits bestehende Rohrleitungen zwischen Kessel und Sicherheitsventil eingebaut, so wird er aufgrund der gebräuchlichen Querschnittsverhältnisse einer Strömungsgeschwindigkeit von etwa 50 m/s ausgesetzt sein, wenn das Ventil bei vollständiger Abscheidung dampfförmig durchströmt wird. Wegen des großen Druckgradienten im Sicherheitsventil infolge der kritischen Strömungsbedingungen muß er außerdem für Drücke bis 25 bar und Temperaturen bis 200 °C geeignet sein.

Druckentlastungsversuche mit heißem Wasser von 1 bar auf 0,1 bar zeigten, daß der Strömungsmassendampfgehalt  $\dot{x}$  in der Austrittsleitung Werte zwischen 0,05 und 1 annehmen kann, wenn der Kessel mit einem maximalen Füllgrad von 85% druckentlastet wird. Mit zunehmender Massenentspeicherung des Kessels steigt der Dampfgehalt an. Will man die nichtabgeschiedene Flüssigkeitsmenge während einer Druckentlastung gering halten, so muß darauf geachtet werden, daß der Abscheider einen guten Wirkungsgrad bei geringen Dampfgehalten aufweist. Eine ungenügende Separation bei großem Dampfgehalt verschlechtert den Gesamtabscheidegrad nur unwesentlich.

Bei niedrigem Strömungsdampfgehalt tritt in der Austrittsrohrleitung Ringströmung auf, in deren Dampfkern aber eine größere Menge Flüssigkeit in Form von Tropfen transportiert wird. Mit zunehmendem Dampfgehalt wird sie immer mehr von einer Sprühströmung abgelöst, wie sie ja bereits im Kern der Ringströmung ausgebildet ist.

In Anbetracht dieser Strömungsverhältnisse und der Forderung nach einem Abscheidegrad von 80% bei geringem Druckverlust scheint ein Abscheider, der auf dem Drallprinzip basiert, ein geeigneter Apparat zu sein. Bild 5 enthält die Konstruktionszeichnung eines von den Verfassern in einer Luft-Wasser-Strömung entwickelten und optimierten Drallabscheiders.

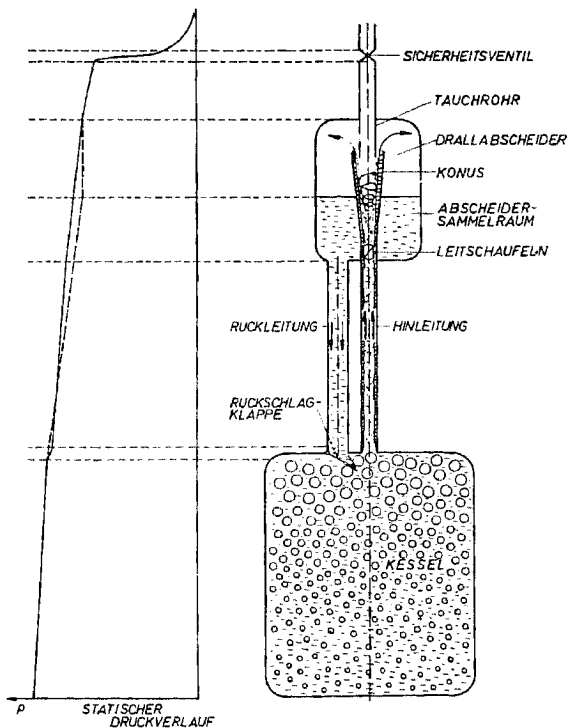


Bild 4: Druckverlauf in einer kesselinternen Abscheideeinrichtung  
Fig. 4: Pressure profile in an in-vessel separation device

Die Zweiphasenströmung tritt von unten in den Abscheider ein. Leitschaufeln versetzen sie in Rotation, wodurch sich die schwere flüssige Phase an der konisch sich erweiternden Rohrwand anlagert und durch einen Ringspalt in den sogenannten Sammelbehälter strömt. Die gasförmige Phase verläßt den Abscheider zusammen mit der nichtabgeschiedenen Flüssigkeit durch das Tauchrohr, das den gleichen Durchmesser wie der Eintritt aufweist und die Fortsetzung der Rohrleitung darstellt. Im Gegensatz zum Zyklon ist bei dieser Methode der Phasentrennung keine Umlenkung der Strömung erforderlich, die immer mit einem zusätzlichen Druckverlust verbunden ist. Beim Drallabscheider wird Druckenergie zur Erzeugung der Rotationsbewegung und Überwindung der im Konus und Tauchrohr entstehenden Wandreibungsverluste benutzt. Sie kann durch Variation des Anstellwinkels der Leitschaufeln zur Strömungsrichtung in einfacher Art und Weise auf die gewünschte Separationsrate abgestimmt werden. Beim Zyklonabscheider wäre hierzu eine Änderung der Eintrittsgeschwindigkeit bzw. des Abscheiderdurchmessers erforderlich. Beiden Apparaten ist eine Unempfindlichkeit in der Separationswirkung gegenüber stark veränderlichen Beladungen bzw. Strömungsdampfgehalten und hohen Eintrittsgeschwindigkeiten zu eigen, wie sie bei einer Druckentlastung auftreten.

Beim Drallabscheider ist es unter Umständen möglich, die kinetische Energie der separierten Flüssigkeit mittels eines Radialdiffusors (Bild 6) teilweise in Druckenergie zurückzuwandeln, wodurch die Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Kessel entsprechend Bild 4 erleichtert werden könnte.

Die Entwicklung und experimentelle Erprobung eines Drallabscheiders für Druckentlastungen wurde zunächst in einer stationären Luft-Wasser-Strömung vorgenommen, die von einem Kompressor zur Luftversorgung und einem Wasservorratsdruckbehälter zur Wassereinspeisung in einer Ringkammer erzeugt wurde. Der Rohrdurchmesser am Eintritt des Drallabscheiders betrug 44 mm, die Länge des konischen Bereiches etwa 200 mm. Vier Leitschaufeln, die zunächst 10 mm von der Rohrwand in die Strömung hineinragten, konnten im Anstellwinkel zur Strömungsrichtung  $\alpha$  verändert werden. Bild 7 zeigt den Verlauf des Abscheidegrades  $\eta'$  und der Druckdifferenz vom Abscheider Eintritt bis zum Sammelraum für die separierte Flüssigkeit  $\Delta p_A$  in Abhängigkeit vom Anstellwinkel der Leitschaufeln zur Strömungsrichtung  $\alpha$  und vom Strömungsmassendampfgehalt  $\dot{x}$ . Die Luftgeschwindigkeit betrug 50 m/s, die Wassergeschwindigkeit an der Mischstelle 25 m/s, wobei der Drallabscheider etwa 1 m entfernt von der Mischstelle angeordnet war.

Der Abscheidegrad und die Druckdifferenz steigen mit größer werdendem Anstellwinkel kontinuierlich an. Bei hohem Dampfgehalt wurden teilweise negative Druckdifferenzen  $\Delta p_A$  gemessen. Das ist so zu erklären, daß der Druckabfall zur Drallerzeugung und Überwindung der Reibungsverluste in diesem Fall geringer ist als der Druckanstieg aufgrund der Verzögerung im Diffusorteil des Abscheiders. Bei einem Winkel von  $30^\circ$  erzielt man den besten Kompromiß zwischen einem ausreichenden Abscheidegrad und geringerem Druckabfall. Leider fiel der Abscheidegrad bei höherem Dampfgehalt in den ersten Versuchsreihen beträchtlich unter den geforderten Wert von 80 %.

Durch Verbesserung der Strömungsführung im Bereich des Ringspalt zum Sammelbehälter und mit ebenen Leitschaufeln, die den Rohrquerschnitt vollständig überdecken, wurden schließlich gute Ergebnisse im Dampfgehaltsbereich zwischen 0,05 und 1 erzielt. Der Anstellwinkel der Leitschaufeln wurde mit  $30^\circ$  eingestellt.

Der Abscheidegrad geht mit steigendem Dampfgehalt  $\dot{x}$  leicht zurück. Dies ist auf die kleinen Tropfen zurückzuführen, aus denen der Flüssigkeitsanteil bei hohem Dampfgehalt besteht; sie sind schwieriger abzuscheiden als die größeren Flüssigkeitsverbände bei geringem Dampfgehalt.

In Bild 8 sind auch die Werte eingetragen, die bei Zusatz von aufschäumenden Additiven unterschiedlicher Massenkonzen-

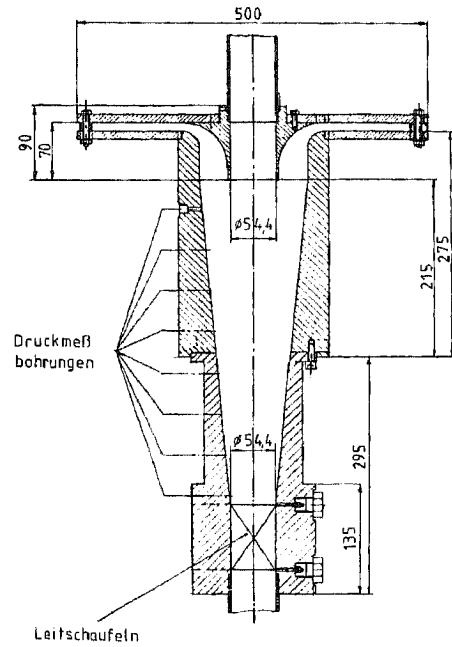


Bild 5: Konstruktionszeichnung des optimierten und in eine Druckentlastungsanlage eingebauten Drallabscheiders  
Fig. 5: Design drawing of an optimized vortex separator built into a pressure relief unit

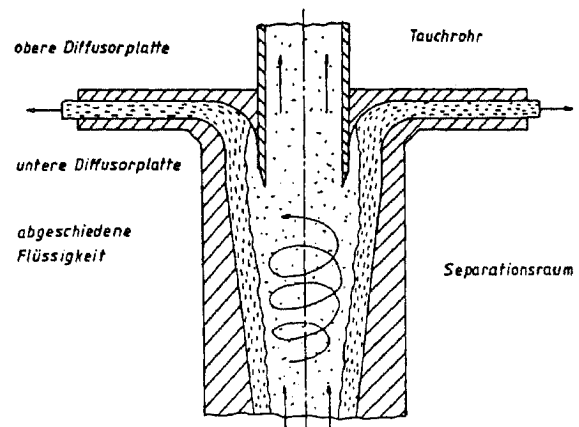


Bild 6: Drallabscheider mit Radialdiffusor zur Verzögerung des separierten Flüssigkeitsmengenstromes  
Fig. 6: Vortex separator with radial diffuser for retarding the separated liquid flow rate

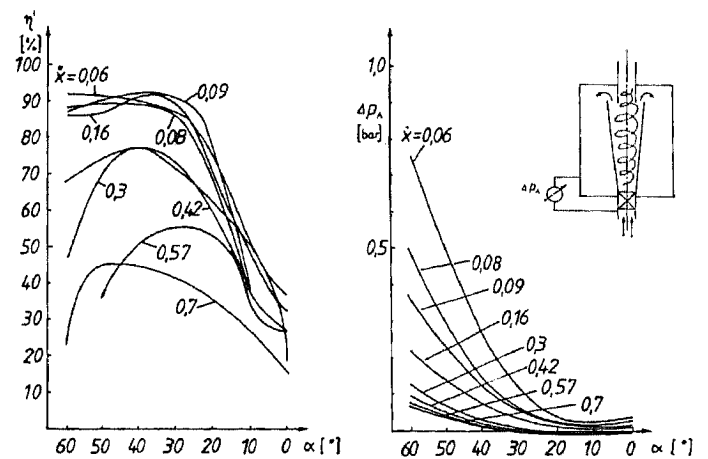


Bild 7: Abscheidegrad (links) und Druck (rechts) eines Drallabscheiders mit variablen Leitschaufeln  
Fig. 7: Separation efficiency (left) and pressure (right) of a vortex separator with variable guide vanes

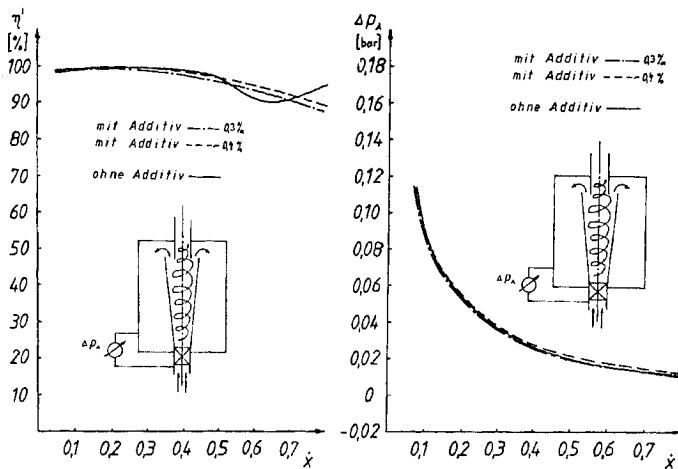


Bild 8: Abscheidegrad (links) und Druckdifferenz (rechts) eines optimierten Drallabscheiders  
 Fig. 8: Separation efficiency (left) and differential pressure (right) of an optimized vortex separator

tration gemessen wurden. In Fachkreisen wird immer wieder darauf hingewiesen, daß der dadurch entstehende Schaum Probleme bei einer Druckentlastung bereitet, weil der Massenausstrom — wenn überhaupt — kompliziert zu berechnen sei und eine Phasentrennung ebenfalls schwierig sei. Die durchgeführten Versuche dienten deswegen mehr der Orientierung bezüglich der Auswirkung auf die Separation. Trotz der sehr hohen, in der industriellen Praxis unüblichen Additivkonzentrationen änderten sich sowohl der Abscheidegrad als auch der Druckabfall gegenüber den Versuchsergebnissen mit reiner Flüssigkeit fast nicht. Auch die Speicherung der separierten Flüssigkeit bereitet keine Probleme, obgleich das freie Volumen im Sammelbehälter vollständig ausgeschäumt war.

Um diese Ergebnisse nicht zu beeinträchtigen, sollte der ringförmige Querschnitt für den Abfluß der separierten Flüssigkeit aus dem konischen Separationsraum etwa zwei- bis dreimal größer sein als man ihn mit der Kontinuitätsbedingung berechnen würde, weil die an der konisch erweiternden Wand sich anlagernde Flüssigkeit infolge der vier Leitschaukeln in Form von vier Strahlen in den Ringspalt hineinströmt. Andernfalls würden die Strahlen zerteilt werden und der Abscheidegrad würde abnehmen. Ebenfalls wichtig ist eine sorgfältige Umlenkung der in Hauptströmungsrichtung aus dem Separationsraum strömenden Flüssigkeit in den Sammelbehälter, um einen Rückstau und eine damit verbundene Abnahme des Abscheidegrades zu

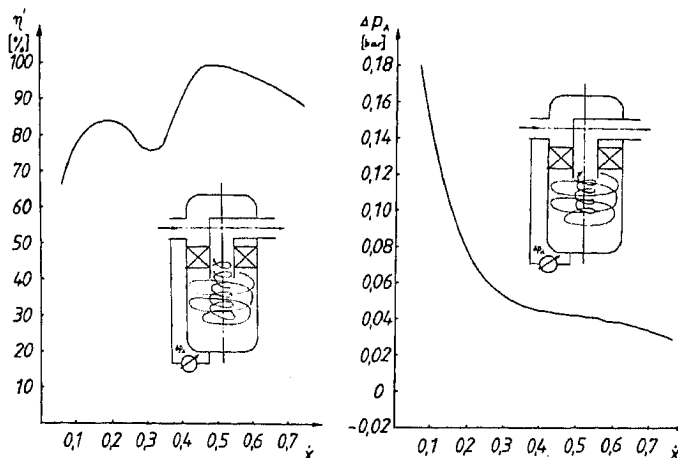


Bild 9: Abscheidegrad (links) und Druckdifferenz (rechts) eines BZ-Abscheiders  
 Fig. 9: Separation efficiency (left) and differential pressure (right) of a BZ separator

vermeiden. Außerdem sollte die Länge des konischen Separationsraumes etwa das vier- bis fünffache des Eintrittsrohrdurchmessers betragen; das Tauchrohr sollte bis zum oberen Ende des konischen Bereiches eingesteckt sein.

Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen mit stationären Luft-Wasser-Gemischen wurde auch ein Zyklon vom Typ BZ-Abscheider mit einer Nennweite von 50 mm hinsichtlich des Abscheidegrades  $\eta'$  und der Druckdifferenz  $\Delta p_A$  untersucht. Bild 9 enthält die Meßergebnisse, die bei einer Luftgeschwindigkeit von 50 m/s und einer Wassergeschwindigkeit von 25 m/s bei unterschiedlichem Dampfgehalt gewonnen wurden.

Bei hohem Dampfgehalt verläuft der Abscheidegrad ähnlich wie beim Drallabscheider. Daß er bei kleinem Dampfgehalt stark abnimmt, wird auf eine Überflutung des Separationsraumes — bedingt durch eine zu kleine Abflußöffnung für die separierte Flüssigkeit — zurückgeführt. Diese Tatsache deutet aber darauf hin, daß der Apparat nicht für so große Beladungen ausgelegt werden ist. Der Druckabfall  $\Delta p_A$  ist je nach Dampfgehalt um den Faktor 2 bis 3 größer gegenüber den Werten des Drallabscheiders.

Im Rahmen dieses Versuchsabschnittes wurde auch ein Schwerkraftabscheider getestet, der aus einem Rohr mit einer Länge von 2 m und einem Durchmesser von 100 mm bestand, in das das Gemisch durch eine exzentrisch angebrachte Öffnung in einer Stirnfläche einströmte. Aufgrund der Schwerkraft sollte sich die flüssige Phase am Boden der Abscheideröhre sammeln und durch eine große Öffnung am Ende des Rohres ausströmen. Der Gasstrom verließ den Apparat durch ein eingestecktes Tauchrohr. Abscheidegrade größer als 75% waren nicht möglich. Dies lag im Falle kleiner Dampfgehalte an der Schwallbildung der der Abflußöffnung zuströmenden Flüssigkeit, bei großem Dampfgehalt an einer unzureichenden Verweilzeit des Gemisches im Abscheideraum. Abhilfe könnte in beiden Fällen durch eine Vergrößerung des Separationsraumes erreicht werden. Dadurch würde dieser Abscheider aber in einer praxisgerechten Ausführung ein Volumen von mehreren Kubikmetern aufweisen. Es ist dabei zu berücksichtigen, daß er wegen der Rückflußbedingung einige Meter über dem Kessel angeordnet werden muß. Ein Vorteil des Apparates ist sein geringer Druckverlust.

Eine weitere Methode zur Phasentrennung könnte in der Strömungsumlenkung in einem Krümmer bestehen, in dem sich die Flüssigkeit an der außenliegenden Seite anlagert und durch einen Spalt „abgeschält“ werden kann. Diese und eine abgeänderte Version — bestehend aus einem U-förmigen Rohr — wurden ebenfalls untersucht. Der Abscheidegrad geht allerdings mit steigendem Dampfgehalt stark zurück. Das ist auf die Sekundärströmung zurückzuführen, die in einem Rohrkrümmer wegen der radialen Druckdifferenz in der Strömungsgrenzschicht immer auftritt und zu einer gleichmäßigen Verteilung der an der Rohrwand strömenden Flüssigkeit führt, so daß diese auch den innen liegenden Gasaustritt erreicht und nicht abgeschieden werden kann. Bei kleinem Dampfgehalt hingegen strömt ein Großteil der angelagerten Flüssigkeit außerhalb der Grenzschicht und wird von der Sekundärströmung nicht erfaßt. Dennoch scheint eine ausreichende Separationswirkung im gesamten Betriebsbereich infolge der Sekundärströmung nicht erzielbar zu sein.

#### Abhängigkeit des Abscheidegrades und Druckverlustes eines Drallabscheiders von Kennzahlen

Bei den experimentellen Untersuchungen des Drallabscheiders in einem Luft-Wasser-Gemisch wurden der Anstellwinkel der Leitschaukeln zur Strömung, der Dampfgehalt und die Flüssigkeitsgeschwindigkeit vor dem Abscheider systematisch variiert und ihr Einfluß auf den Abscheidegrad und den Druckverlust untersucht. Mit Hilfe der Dimensionsanalyse ließen sich diese drei Einflußgrößen in dimensionsloser Form darstellen und zu Kennzahlen zusammenfassen. Der Abscheidegrad  $\eta'$  ist eine Funktion einer Kennzahl  $K'$ , die sich aus einer Potenzfunktion des inversen Dampfgehaltes, dem Sinus des Leitschaukelwin-

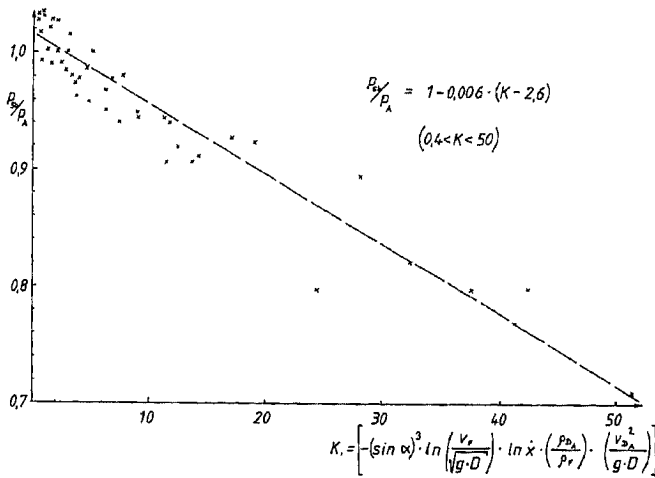


Bild 10: Statischer Druck im Sammelraum eines Drallabscheiders, bezogen auf den statischen Druck am Abscheidereintritt in Abhängigkeit von der dimensionslosen Größe  $K$

Fig. 10: Static head in the collecting chamber of a vortex separator, referred to the static head at the separator inlet as a function of the dimensionless number  $K$

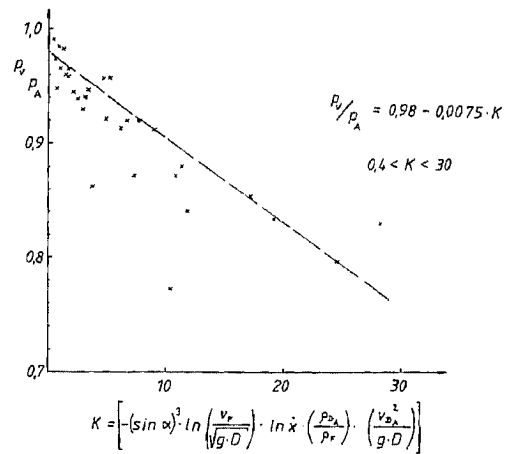


Bild 11: Statischer Druck hinter einem Drallabscheider bei gleichgerichteter Strömung, bezogen auf den statischen Druck am Abscheidereintritt in Abhängigkeit von der dimensionslosen Größe  $K$

Fig. 11: Static head downstream of a vortex separator in the case of equidirectional flow, referred to the static head at the separator inlet as a function of the dimensionless number  $K$

kels mit dem Exponenten  $1/3$  und der Froude-Zahl, die mit der Flüssigkeitgeschwindigkeit gebildet wird, zusammensetzt:

$$K' = \left( \frac{v_F^2}{g \cdot D} \right)^{0,15} \cdot (1 - \dot{x})^{0,5} \cdot (\sin \alpha)^{1/3}. \quad (4)$$

Der optimierte Abscheider produziert Abscheidegrade, die im Bereich  $0,8 < K' < 2,3$  durch Gleichung (5) beschrieben werden:

$$\eta' = 87 + 7,22(K' - 0,5), \quad \eta' \text{ in } \%. \quad (5)$$

Eine ähnliche Kennzahl gibt die Abhängigkeit der Druckdifferenzen  $\Delta p_A$  und  $\Delta p_S$  zwischen dem Sammelbehälter bzw. dem Abscheideraustritt wieder:

$$K = -(\sin \alpha)^3 \ln \left( \frac{v_F}{\sqrt{g \cdot D}} \right) \ln \dot{x} \left( \frac{q_{DA}}{q_F} \right) \left( \frac{v_{DA}^2}{g \cdot D} \right). \quad (6)$$

Um auf andere Dichteverhältnisse und Dampfgeschwindigkeiten, die in den durchgeführten Versuchen annähernd konstant geblieben waren, extrapolieren zu können, wurde der Grundterm, den die Dimensionsanalyse lieferte, mit dem Produkt aus dem Dichteverhältnis der Phasen und einer mit der Dampfgeschwindigkeit gebildeten Froude-Zahl multipliziert. Dies geschah unter der Annahme, daß sich der Druckabfall proportional zur kinetischen Energie der Dampfströmung  $\rho_D \cdot v_D^2$  ändert. Weil auch negative Druckdifferenzen (Druckrückgewinne)  $\Delta p_A$  gemessen wurden, sind die Meßwerte als Quotient aus dem Sammelbehälterdruck  $p_{Sb}$  bzw. dem statischen Druck in der Rohrleitung nach dem Abscheider bei gleichgerichteter Strömung  $p_V$  und dem statischen Druck vor dem Abscheider  $p_A$  in Abhängigkeit von der Kennzahl  $K$  aufgetragen worden (Bilder 10 und 11). Es gelten folgende Beziehungen:

$$p_{Sb} / p_A = 1 - 0,006(K - 2,6), \quad (0,4 < K < 50) \quad (7)$$

und

$$p_V / p_A = 0,98 - 0,0075 \cdot K, \quad (0,4 < K < 50). \quad (8)$$

Im Hinblick auf die Streuungen in den Bildern 10 und 11 ist zu bemerken, daß die Druckmessungen im Zweiphasengemisch trotz gespülter Meßleitungen vor allem bei niedrigem Dampfgehalt nicht immer unproblematisch waren und außerdem höherfrequenten Schwankungen unterworfen waren, wie sie in einer Zweiphasenströmung durchaus üblich sind.

#### Berechnung des Druckverlaufes vom Kessel bis zum Sicherheitsventil während einer Druckentlastung

Der Rückfluß der abgeschiedenen Flüssigkeit wird nur dann in Gang kommen, wenn der Druckabfall vom Kessel bis zum Ab-

scheider, der wie erwähnt durch Beschleunigungs-, Verzögerungs- und Reibungsvorgänge hervorgerufen wird, verhältnismäßig gering bleibt. Er hängt bei gegebener Abscheidergeometrie in erster Linie vom Strömungsdampfgehalt und den Phasengeschwindigkeiten in der Hinleitung ab. Ersterer ändert sich im Verlauf einer Druckentlastung sehr stark. Das Verhältnis vom Querschnitt der Rohrleitung zwischen Kessel und Abscheider zum kritischen Querschnitt im Sicherheitsventil bestimmt im wesentlichen die Dampfgeschwindigkeit. Verwendet man die kesselseitigen Rohranschlußmaße des Ventils, so ist dieses Verhältnis durch die Geometrie der Ventilbaureihen festgelegt. Wie erwähnt, liegt es für einen Großteil der üblichen Sicherheitsventile im Bereich zwischen 2 und 2,5. Mit diesen Werten stellen sich aber recht hohe Dampfgeschwindigkeiten ein, die mit einem großen Druckverlust in der Austrittsleitung verbunden sind. Deshalb muß überlegt werden, das Flächenverhältnis durch Verwendung einer größeren Rohrleitung zu erhöhen, damit der Druckabfall gering bleibt. Die folgende Berechnung sollte klären, bei welchem Dampfgehalt und welchem Flächenverhältnis eine Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Druckentlastungskessel möglich sein würde. Es wurde quasistationärer Strömungszustand angenommen. Diese Annahme kann getroffen werden, wenn der zeitliche Druckgradient im gesamten System nicht allzu große Werte annimmt. Das trifft im Fall einer Druckentlastung mit Entspannungsverdampfung in der zweiten Hälfte des Vorganges zu. Bei einer Verdampfung durch chemische Reaktion kann der Systemdruck — wie eingangs erläutert — auch konstant bleiben, wenn der Ventilquerschnitt entsprechend gewählt worden ist.

Abgesehen vom Flächenverhältnis  $A/A^*$  wird der Beginn der Flüssigkeitsrückströmung natürlich auch von der Höhendifferenz zwischen Kessel und Abscheider beeinflusst. In der Rechnung wurde ein Abstand von 4 m verwendet, wie ihn auch eine Druckentlastungsanlage aufweist, die dem Verfasser für experimentelle Untersuchungen zur Verfügung steht.

Das Flächenverhältnis  $A/A^*$  geht als Konstante in die Rechnung ein. Ausgehend von einem Kesseldampfgehalt  $\dot{x}_0$  unmittelbar vor der Austrittsöffnung und einem zunächst geschätzten Dampfmengestrom  $\dot{M}_{D1}$  berechnet man den Druckabfall, der zur Beschleunigung beider Phasen von (0) nach (1) erforderlich ist. Für die flüssige Phase gilt mit Bernoulli unter Vernachlässigung der geodätischen Höhendifferenz; und unter der Annahme, daß sie als Film an der Wand beschleunigt:

$$\frac{p_1}{p_0} = 1 - \frac{M_{F1}^2}{2 \cdot q_F \cdot A_{F1}^2 \cdot \rho_0}. \quad (9)$$

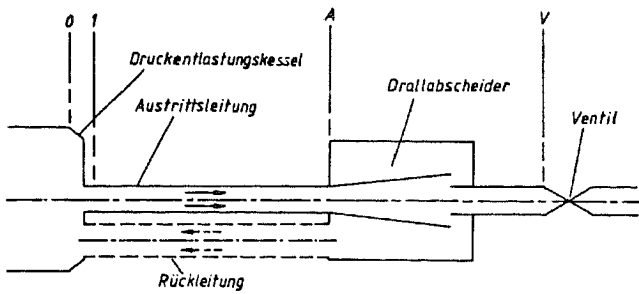


Bild 12: Einteilung der Abscheideeinrichtung in Berechnungssektoren  
Fig. 12: Breakdown of separation device into computation sectors

Für die kompressible Dampfphase gilt:

$$\frac{p_1}{p_0} = \left[ 1 - \left( \frac{x-1}{x+1} \right) M^{*2} \right]^{\frac{x}{x-1}} \quad (10)$$

Hierbei wird von einer im Verhältnis zum Rohrquerschnitt großen Kesselquerschnittfläche ausgegangen, so daß die kinetische Energie der Zweiphasenströmung im Kessel selbst vernachlässigt werden kann. Für die Machzahl  $M^*$  der Dampfphase gilt mit den Gesetzen der Gasdynamik:

$$M^{*2} = \frac{M_{D1}^2 \cdot (x+1) \cdot \varrho_{D0}}{\varrho_{D1}^2 \cdot A_{D1}^2 \cdot 2x \cdot p_0} \quad (11)$$

Ersetzt man  $A_{D1}$  durch  $\varepsilon_1 \cdot A$  und  $A_{F1}$  durch  $(1 - \varepsilon_1) \cdot A$  mit  $\varepsilon_1 = A_{D1}/A$  und berücksichtigt die bekannte Beziehung zwischen Schlupf  $s'$ , Strömungsdampfgehalt  $\dot{x}$  und volumetrischem Dampfgehalt  $\varepsilon$  mit

$$s' = \frac{\dot{x}}{1 - \dot{x}} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \cdot \frac{\varrho_F}{\varrho_D} = \frac{v_D}{v_F} \quad (12)$$

so erhält man aus den Gleichungen (9) bis (12):

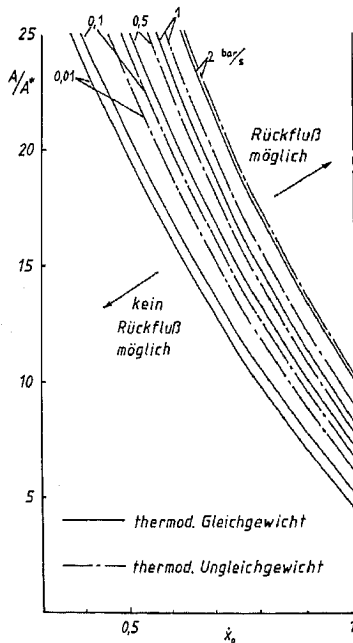


Bild 13: Berechneter Strömungszustand in der Abscheideeinrichtung beim Einsetzen der Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Kessel  
Fig. 13: Calculated flow condition in the separation device on start of recharging of separated liquid into the vessel

$$1 - \frac{M_{D1}^2 \left( \frac{1}{x_1} - 1 \right)^2}{2 \cdot \varrho_F A^2 \cdot p_0 \left( 1 - \frac{\dot{x}_1 \cdot \varrho_F}{s'_1 \cdot \varrho_{D1} (1 - \dot{x}_1) + \dot{x}_1 \cdot \varrho_F} \right)^2} \quad (13)$$

$$\left[ 1 - \left( \frac{x-1}{2x} \right) \frac{M_{D1}^2 \cdot \varrho_{D0}}{\varrho_{D1}^2 \cdot A^2 \cdot p_0 \left( \frac{\dot{x}_1 \cdot \varrho_F}{s'_1 \cdot \varrho_{D1} (1 - \dot{x}_1) + \dot{x}_1 \cdot \varrho_F} \right)^2} \right]^{\frac{x}{x-1}} = 0.$$

Mit der Annahme  $\dot{x}_1 = \dot{x}_0$ , die bei quasistationärer Strömung getroffen werden kann, berechnet man in Gleichung (13) iterativ die Phasengeschwindigkeiten an der Stelle 1. Durch Einsetzen dieser Werte in Gleichung (9) erhält man den statischen Druck  $p_1$ , wenn der Kesseldruck  $p_0$  vorgegeben wird. Der Rohrreibungsdruckverlust von (1) hinter (A) wird nach der bekannten Methode von Lockardt/Martinelli mit dem einphasigen Druckverlust der Flüssigkeitsleerrohrgeschwindigkeit und einem Zweiphasenmultiplikator errechnet (siehe F. Mayingner [15]).

Für den statischen Druck vor dem Abscheider gilt:

$$p_A = p_1 - \left( \frac{\Delta p}{\Delta l} \right)_{2ph} \cdot \Delta l - \Delta p_{hydrostat.} \quad (14)$$

Die hydrostatische Druckdifferenz  $\Delta p_{hydrostat.}$  wird mit der Annahme einer mittleren Dichte  $\bar{\rho}$  gerechnet.

$$\Delta p_{hydrostat.} = \bar{\rho} \cdot g \cdot \Delta l = [\varrho_F (1 - \varepsilon_1) + \varrho_{D1} \cdot \varepsilon_1] g \cdot \Delta l. \quad (15)$$

Für die Berechnung der Phasengeschwindigkeiten vor dem Abscheider wird  $s'_1 = s'_A$  gesetzt. Der Gesamtdruckverlust des Abscheiders wird mit Gleichung (8) berechnet, Gleichung (7) beschreibt die Druckdifferenz zwischen Abscheidereintritt und Sammelbehälter. Mit dem auf diese Weise berechneten statischen Druck vor dem Sicherheitsventil  $p_v$  und der Annahme reiner Dampfströmung im Ventil läßt sich der gesättigte Dampfstrom bestimmen, der das Ventil kritisch durchströmen kann.

$$M_{DV}^* = A \cdot M^* \cdot a^* \cdot \varrho_{DV} \quad (16)$$

Für  $M^* = \frac{v_{DV}}{a^*}$  gilt:

$$\frac{A}{A^*} = \frac{1}{M^* \cdot \left[ \frac{1 - \left( \frac{x-1}{x+1} \right) M^{*2}}{1 - \left( \frac{x-1}{x+1} \right)} \right]^{\frac{1}{x-1}}} \quad (17)$$

Die kritische Geschwindigkeit oder auch Lavalgeschwindigkeit  $a^*$  läßt sich in Abhängigkeit einer Ruhetemperatur  $T_R$  mit folgender Gleichung berechnen:

$$a^{*2} = \frac{2x}{x+1} \cdot R \cdot T_R; \quad (18)$$

$T_R$  erhält man mit Hilfe der Laval-Zahl.

$$M^{*2} = \frac{x+1}{x-1} \left( 1 - \frac{T_V}{T_R} \right). \quad (19)$$

Es wird angenommen, daß der Abscheider die eintretende Flüssigkeit zu 90% separiert und daß der Rest im Tauchrohr bzw. in der kurzen Rohrleitung bis zum Ventil auf Sättigungszustand nachverdampft. Die Rechnung ergibt, daß die Nachverdampfung fast vollständig ist und mit einer einphasigen Durchströmung des Ventils gerechnet werden kann. Die Annahme thermodynamischen Gleichgewichtes im Tauchrohr ist aufgrund der starken Strömungsverwirbelung und dem damit verbundenen guten Wärmeübergang von der Dampfströmung an die Tropfen gerechtfertigt.

Berechnet man nun Druckverläufe entsprechend Bild 12 bei unterschiedlichem Dampfgehalt am Kesselaustritt  $x_0$  und berücksichtigt die hydrostatische Druckdifferenz der aufgestauten Flüssigkeit bzw. des gespeicherten, durch Nachverdampfung aufschäumenden Gemisches in der Rückleitung, so mündet der Rechengang in einem Diagramm in Bild 13, das die Grenzen der

Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Kessel bei gegebenem Kesseldampfgehalt  $x_0$  und Flächenverhältnis  $A/A^*$  in Abhängigkeit vom zeitlichen Druckgradienten im System  $\partial p/\partial t$  — der die Intensität einer möglichen Nachverdampfung in der Rückleitung beeinflusst — darstellt. Näheres zum Rechengang, der hier nur in den wesentlichen Schritten erläutert wurde, ist unter [16] zu finden.

So wird zum Beispiel der Rückfluß bei einem Druckgradienten von 0,01 bar/s und thermodynamischem Gleichgewicht in der Rohrleitung vom Kessel zum Abscheider im Bereich rechts oberhalb der eingezeichneten Linie möglich sein. Je größer der Druckgradient, desto geringer die mittlere Dichte in der Rückleitung. Dementsprechend wird die abgeschiedene Flüssigkeit erst bei höherem Kesseldampfgehalt bzw. größerem Flächenverhältnis in den Reaktor zurückströmen. Aus dem Diagramm folgt außerdem, daß die Wiedereinspeicherung der abgeschiedenen Flüssigkeit bei Verwendung der in Sicherheitsventilen üblichen Querschnitte ( $A/A^* = 2$  bis 2,5) wahrscheinlich nicht möglich sein wird. Die Druckverläufe zeigen, daß der Reibungsdruckabfall in der Rohrleitung vom Kessel zum Abscheider bei Werten von  $A/A^* = 2$  so groß wird, daß auch eine größere Höhendifferenz zwischen Kessel und Abscheider keine Verbesserung mit sich bringen würde. Eine Verdoppelung der Höhendifferenz auf 8 m würde die eingezeichneten Grenzkurven aufgrund der bisher berechneten wegspezifischen Druckverluste in der Hinleitung nur auf etwa 10% verringerte Dampfgehalte verschieben.

Eine Nachverdampfung der separierten Flüssigkeit durch Druckabfall oder fortgesetzte Reaktion wird abgeschwächt oder auch vollständig unterdrückt, wenn der Sammelbehälter und die Rückleitung vor der Druckentlastung etwa die Umgebungstemperatur einnehmen, so daß sie gegenüber der abgeschiedenen Flüssigkeit stark unterkühlt sind und dadurch eine größere Wärmemenge aufnehmen können. Die restliche, von der Flüssigkeit freigesetzte und vom Behältermaterial nicht aufgenommene Wärme könnte durch im Sammelbehälter und in der Rückleitung entsprechend Bild 14 angeordnete Massen aufgenommen werden, die vor der Druckentlastung — zum Beispiel mit dem Kühlwasser des Chemiereaktors — auf eine möglichst tiefe Temperatur gekühlt werden.

Wenn selbst bei vollständiger Unterdrückung der Nachverdampfung die Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Kessel erst in einem späten Stadium der Druckentlastung bei höherem Dampfgehalt möglich sein sollte, kann der Druckentlastungsvorgang durch kurzzeitiges Schließen des Entlastungsventils wiederholt unterbrochen werden, damit sich Druckausgleich im Abscheidesystem einstellt und die Flüssigkeit zurückfließen kann.

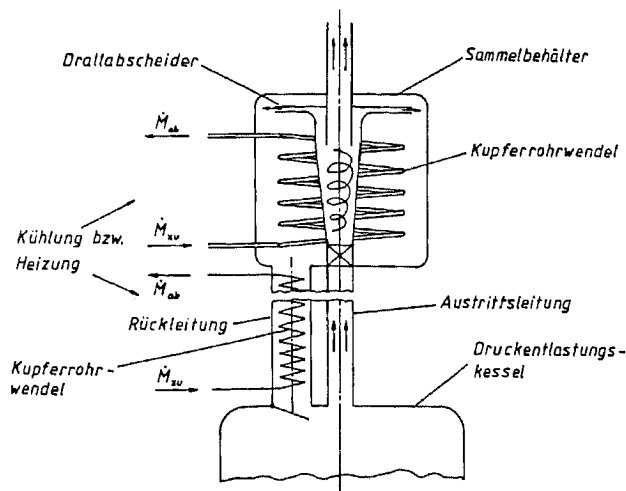


Bild 14: Gekühlte Massen im Sammelbehälter und der Rückleitung  
Fig. 14: Cooled masses in accumulator and return line

Zur Aussteuerung des Ventils ist aber ein mit Fremdenergie verbundener Eingriff in das System erforderlich.

### Verwendete Zeichen

#### Formelzeichen

$A$	Fläche
$a$	Schallgeschwindigkeit
$a^*$	Lavalgeschwindigkeit
$D$	Durchmesser
$g$	Erdbeschleunigung
$l$	Länge
$M$	Massenstrom
$M^*$	Machzahl
$\dot{m}$	Massenstromdichte
$p$	Druck
$\Delta p_A$	Druckdifferenz zwischen Abscheidereintritt und Sammelraum
$s$	Entropie
$s'$	Schlupf ( $s' = v_D/v_F$ )
$T$	Temperatur
$t$	Zeit
$V$	Volumen
$v$	Geschwindigkeit
$\dot{x}$	auf die Masse bezogener Strömungsdampfgehalt ( $\dot{x} = \dot{M}_D/\dot{M}_{ges}$ )
$\alpha$	Anstellwinkel der Leitschaufeln zur Strömungsrichtung
$\varepsilon$	örtlicher volumetrischer Dampfgehalt ( $\varepsilon = V_D/V_{ges}$ )
$\eta'$	Abscheidegrad
$\kappa$	Isentropenexponent
$\rho$	Dichte

#### Indizes

0	Stagnationszustand im Druckentlastungskessel
1	kurz nach Kesselaustritt
*	kritisch
A	Abscheidereintritt
D	Dampf
F	Flüssigkeit
L	Luft
RL	Rückleitung
Sb	Sammelbehälter
s	Sättigung
V	vor Sicherheitsventil
W	Wasser

### Zusammenfassung

Bei Druckentlastungen von Chemiereaktoren oder bei prozeßbedingter Druckabsenkung in Behältern tritt in der Regel außer Dampf auch Flüssigkeit aus dem Entlastungsventil in die Umgebung aus. Weil es sich bei den in der Chemie gebräuchlichen Produkten sehr oft um toxische oder explosive Stoffe handelt, kann es in der näheren Umgebung des entlasteten Behälters durch die am Boden verdunstende Flüssigkeit zu gefährlichen Konzentrationen kommen, die Giftgas- bzw. Explosionsunfälle zur Folge haben können. Im Rahmen eines AIF-Forschungsvorhabens wurden erste Auslegungsgrundlagen für einen Drallabscheider erarbeitet, der die austretende Flüssigkeit vom Dampf trennt und zwischenspeichert.

Anhand einer rechnerischen Untersuchung der Druckverhältnisse in der Rohrleitung zum Entlastungsventil und im Abscheider wird gezeigt, daß die Forderung nach einer Wiedereinspeicherung der separierten Flüssigkeit in den Kessel ohne Inanspruchnahme von Fremdenergie in gewissen Grenzen erfüllbar sein kann. Dazu muß der Abscheider so in die Rohrleitung zwischen Kessel und Entlastungsventil integriert werden, daß die der Höhendifferenz zum Kessel entsprechende hydrostatische Druckdifferenz ausreicht, die abgeschiedene Flüssigkeit gegen den Kesseldruck in einer zweiten Rohrleitung zurückzuführen. Ein in Luft-Wasser-Gemischen erprobter Drallabscheider erzielt Abscheidegrade von über 90% im gesamten Betriebsbereich bei geringem Druckverlust.



## Schrifttum

- [1] Mayinger, F.: Stand der thermodynamischen Kenntnisse bei Druckentlastungsvorgängen. CIT 53 (1981) Nr. 6, S. 424—432
- [2] Vlecezn, H. H.: Blasenauftieg und Phasenseparation in Behältern bei Dampfeinleitung und Druckentlastung. Dissertation, Tech. Universität Hannover (1980)
- [3] Jones, O. C. (jr); Zuber, N.: Bubble Growth in Variable Pressure Fields. J. of Heat Transfer 100 (1978) no. 8, pp 453 ff
- [4] Hutcherson, M. N. et al.: Two-phase blowdown of an initially saturated liquid. J. of Heat Transfer 105 (1983) no. 11, pp 687 ff
- [5] Moody, F. J.: Trans. ASME, J. Heat Mass Transfer 87 (1965), S. 134
- [6] Fauske H. K.: Chem. Eng. Prog., Sympos. Ser. 61 (1965), S. 210
- [7] Henry, R. E.: Nuc. Sci. Eng. 41 (1970), S. 336
- [8] Ullmann, 3. Auflage, Bd. 2/1, S. 686 ff
- [9] Wittmer, P.; Anhel T.; Gerrens, H.; Boneis, H.: Zum dynamischen Verhalten von Polymerisationsreaktoren. CIT 37 (1965) Nr. 4, S. 392 f.
- [10] Riederle, K.: Polymerisation von Styrol. Dissertation, Dechema 1981
- [11] Spalek, O., et al.: Kinetics of the Decomposition of Hydrogen Peroxid in Alkaline Solutions
- [12] Muschelknautz, S.: Protokoll der GVT-Sitzung über „Abscheiden von Flüssigkeiten aus Dampf bei Druckentlastung“. München, Inst. f. Thermodynamik A (Mai 1983)
- [13] Perry and Green: Chemical Engineers Handbook. McGraw-Hill, 6. Edition, (1984)
- [14] Brauer, H.: Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen. Verlag Sauerländer (1971)
- [15] Mayinger, F.: Strömung und Wärmeübergang In Gas-Flüssigkeits-Gemischen. Springer-Verlag, Wien, New York (1982)
- [16] Muschelknautz, S.: Vorläufiger Abschlußbericht zum AIF-Forschungsvorhaben „Abscheidung von Flüssigkeit aus Dampf bei Druckentlastung“. Inst. f. Thermodynamik A, TU München (1986)

## Summary

When a chemical reactor is depressurized or when pressure within a vessel has to be decreased, normally both vapor and liquid are coming out of the relief valve. Due to the fact that usual chemical products can consist of toxic and explosive materials, the liquid vaporizing on the ground may reach dangerous concentrations around the vessel, which may cause explosions or accidents with poison gas. During a research project some fundamentals have been developed for designing a vortex separator which separates the liquid from the vapor and stores it in a collecting chamber.

The theoretical investigation of the pressure distribution within the pipe to the relief valve and the vortex separator shows that the demand for recharging of the separated liquid into the vessel without any foreign energy can be satisfied within certain flow conditions. Therefore, the separator has to be integrated in the pipe between vessel and relief valve in a special manner, so that the hydrostatic pressure corresponding to the difference in height is sufficient to lead back the separated liquid through another pipe, against the internal pressure of the vessel. A vortex separator has been tested with air-water-mixtures and reaches a separation rate of over 90 % at low pressure loss over the whole working range.