

Abscheidung von Flüssigkeit aus Dampf bei Druckentlastung

S. Muschelknautz, F. Mayinger

Institut für Thermodynamik, München

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. Explosionsunglücke zur Folge haben können. Im Rahmen eines AIF-Forschungsvorhabens wurden erste Auslegungsgrundlagen für einen kesselexternen Umlenkabscheider und Drallabscheider erarbeitet, die die austretende Flüssigkeit vom Dampf trennen und zwischenspeichern. Anhand einer experimentellen und rechnerischen Untersuchung der Druckverhältnisse in der Rohrleitung zum Entlastungsventil und im Abscheider wird gezeigt, daß die Forderungen 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. In stationären Luft-Wasser-Gemischen und bei Druckentlastungen mit dem Kältemittel R12 erprobte Umlenk- und Drallabscheider erzielen Abscheidegrade von über 90 % in einem weiten Betriebsbereich bei geringem Druckverlust. Als Alternative wurde ein Umlaufsichter entwickelt, der mittels eines drehenden Laufrades ein Zentrifugalfeld am Kesselaustritt erzeugt und vom austretenden Dampf angetrieben wird. Mit dem Sichter werden bisher Abscheidegrade zwischen 60 % und 90 % erzielt.

Summary

When a chemical reactor is depressurized or when pressure within a vessel which is filled with saturated liquid has to be decreased, generally both vapor and liquid are coming out of the relief valve. Due to the fact that chemical reactors usually are operated with toxic and explosive fluids, the discharged liquid vaporizing on the ground around the vessel may reach dangerous concentrations, which may cause explosions or accidents with poison gas. During a research project some fundamentals have been developed for designing separating systems which separate the liquid from the vapor and store it in a collecting vessel. The requirement for a separation rate of at least 80 percent is connected to the demand to have the separated liquid flow back into the reactor still during the pressure relief phase. For safety reasons separation as well as re-storage are to be carried out without the utilization of external energy.

Theoretical and experimental investigations of the pressure distribution within the tube to the relief valve and an integrated separator show that the demand for re-storage of the separated liquid into the vessel can be satisfied within certain flow conditions. Therefore, the separator has to be integrated in the pipe in a certain height above the vessel, so that the hydrostatic pressure of the separated liquid corresponding to the difference in height is sufficient to lead it back through another pipe against the internal pressure of the vessel. First several separators have been tested with air-water-mixtures. A twist separator and a reversing separator have been developed to such an extent that they seem fit for the task set. Experimental results with air-water-mixtures and refrigerant R12 upon pressure relief show separation rates between 90 and 100 percent at low pressure loss within the whole working range.

As an alternative to separation outside of the vessel a rotary separator was developed too which is fixed to the outlet opening in the vessel. A centrifugal field is produced by the separator rotor and the heavier liquid is separated from the vapor to a large extent so that only drops in the range $> 100 \mu\text{m}$ flow together with the vapor towards the central standpipe. The vapor flowing out in this way leaves the separator via 4 tangentially arranged nozzles which are flown through critically. The vapor flow momentum powers the separator rotor. The arrangement was developed and tested during various series of experiments under the conditions of a pressure relief with the refrigerant R12. So far separation rates between 60 and 95 percent are achieved at rotation speeds up to 2000 rpm.

Abscheidung von Flüssigkeit aus Dampf bei Druckentlastung

Die Druckentlastung ist eine sicherheitstechnische Maßnahme, die eingesetzt wird, wenn eine chemische exotherme Reaktion außer Kontrolle gerät und durch verstärkte Kühlung oder Zusatz von reaktionshemmenden Additiven nicht mehr abgefangen werden kann. Durchgehende exotherme Reaktionen sind in der Regel mit einem großen Energieumsatz verbunden. Die Entspannungsverdampfung eignet sich gut, um die freigesetzte Energie in Form von Dampf aus dem Reaktor abzuführen. Wie im Temperatur-Entropie-Diagramm (Abb. 1) eingezeichnet, heizt die Reaktionsenthalpie die reagierende Flüssigkeit bei ungefähr konstantem Volumen bis zum Ansprechdruck des Sicherheitsventils auf (Punkt 2). Dann entspannt zunächst das Dampfpolster über der Flüssigkeit, wodurch der Behälterdruck schnell absinkt und die Flüssigkeit stark überhitzt wird. Sie reagiert mit einer spontanen und heftigen Verdampfung, die erneut zu einem Druckanstieg führt. Der Flüssigkeitsspiegel steigt rasch an und erreicht bei Anfangsfüllgraden größer als 50 % in aller Regel den Austrittsstutzen zum Sicherheitsventil. Ab diesem Zeitpunkt strömt außer Dampf auch Flüssigkeit durch das Sicherheitsventil in die Umgebung. Weil die Strömungsquerschnitte in den Ventilen aus Sicherheitsgründen größer als unbedingt erforderlich gewählt werden, sinkt der Behälterdruck ab, und der Verdampfung durch die Reaktionswärme überlagert sich eine annähernd adiabate Entspannungsverdampfung. Der Vorgang endet, wenn das Sicherheitsventil wieder schließt (Punkt 4).

Aufschäumvorgang, Phasenseparation und Gemischspiegelbewegung sind heute durchaus rechnerisch anhand von physikalischen Modellen zu verfolgen, wie zum Beispiel die Arbeit von Vicenz /1/ zeigt. O.C. Jones und N. Zuber /2/ geben eine Gleichung zur Bestimmung der Verdampfungsrate in variablen Druckfeldern in Abhängigkeit der Flüssigkeitsüberhitzung bei reiner Entspannungsverdampfung an. Die Verdampfungsrate bei ursprünglich vollständig mit Flüssigkeit gefülltem Kessel untersuchte Hutcherson /3/. Über das reaktionskinetische Verhalten von durchgehenden exothermen Reaktionen findet man allgemeine Hinweise in /4/. P. Wittmer et al. /5/ sowie K. Riederle /6/ haben die Wärmefreisetzung bei der Polymerisation von Styrol untersucht. Zur Wasserstoffperoxidzerersetzung, einer anderen typischen exothermen Reaktion, finden sich unter anderem Informationen bei O. Spalek et al. /7/. F. Mayinger /8/ gibt einen Überblick über die thermodynamischen Kenntnisse bei Druckentlastungsvorgängen.

Der ausgetretene Dampf, der zur Kühlung des Reaktorinhaltes erzeugt wurde, vermischt sich schnell mit der Umgebungsluft. Die Flüssigkeit lagert sich dagegen in der näheren

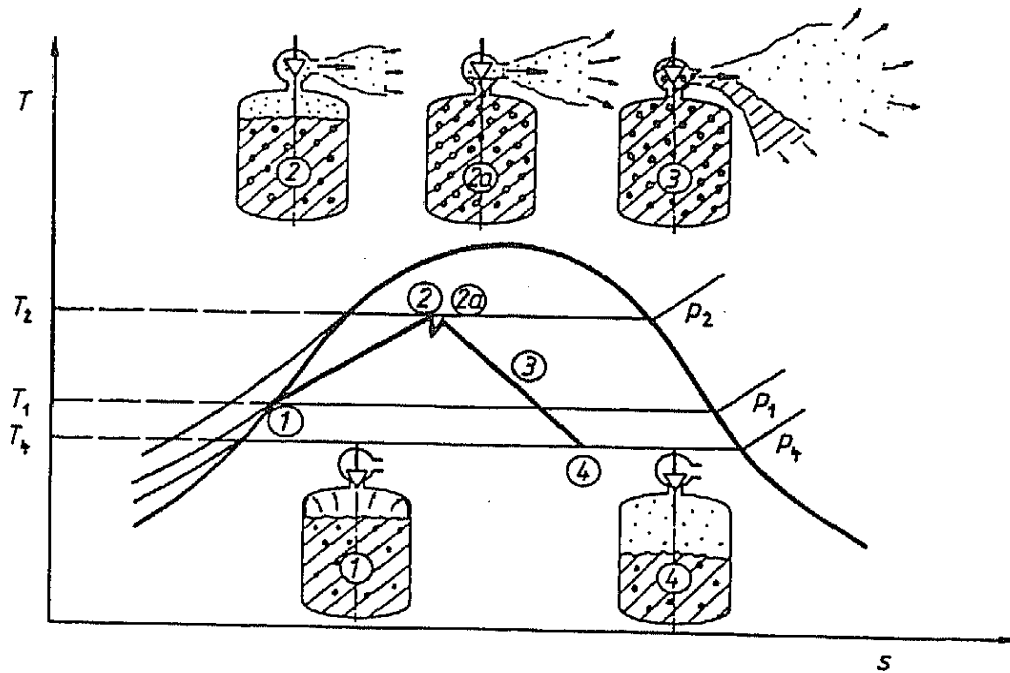
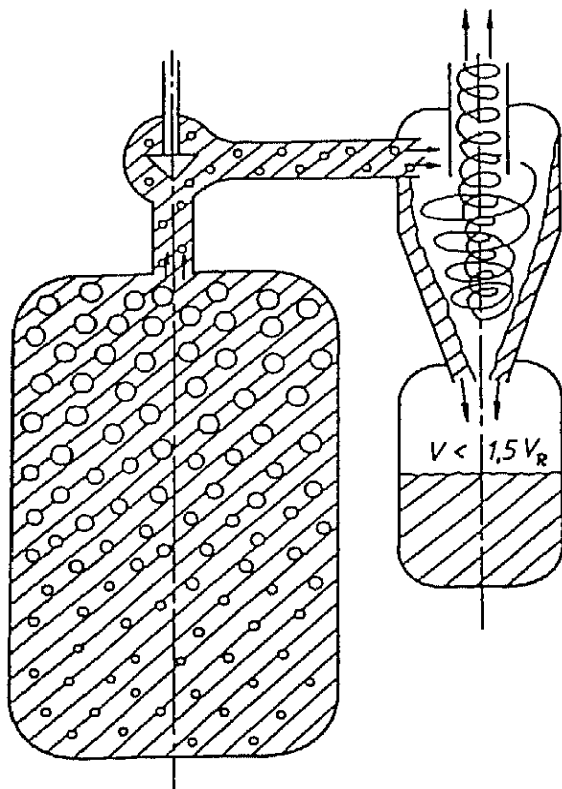


Abb. 1: Durchgehende Reaktion und Druckentlastung im T-s-Diagramm.

Umgebung des Behälters am Boden ab und bildet gefährliche Konzentrationen, die zu Explosions- oder Giftgasunglücken führen können, weil die in der Chemie verwendeten Substanzen oft explosibel bzw. toxisch sind. Um den Produktaustrag in die Umgebung zu reduzieren, werden teilweise Abscheider zur Flüssigkeitsabtrennung außerhalb des Reaktors hinter dem Sicherheitsventil angeordnet. Die Abb. 2 zeigt die Verwendung eines Zyklonabscheiders für diese Aufgabe. Das zweiphasige Gemisch strömt, nachdem es das Sicherheitsventil unter kritischen Strömungsbedingungen passiert hat, mit hoher Geschwindigkeit in den Zyklon ein, wo die Flüssigkeit vom Dampf getrennt wird und dann in einem großen Auffangbehälter gespeichert wird. Der Dampf, der nur noch einen geringen Tropfenanteil enthält, entweicht durch das Tauchrohr in die Umgebung. Weil ein Abscheider unter diesen Betriebsbedingungen bei einem niedrigen Druckniveau betrieben wird, ist der Dampfstrom groß, sodaß diese Apparate in der Regel große Abmessungen aufweisen, damit sich nicht zu hohe Geschwindigkeiten einstellen. Außerdem soll das Volumen des Speicherbehälters bis zum anderthalbfachen des Reaktorvolumens betragen, damit eine Nachreaktion bzw. eine fortgesetzte Ent-

spannungsverdampfung der abgeschiedenen Flüssigkeit, die erneut ein Aufwallen im Speicherbehälter hervorruft, nicht zum Überschäumen des Abscheiders führt, wodurch dessen Funktion außer Kraft gesetzt werden würde. Weiterhin muß erwähnt werden, daß bei einer Druckentlastung von Flüssigkeiten, die mit aufschäumenden Additiven versetzt sind, meistens der gesamte Reaktorinhalt infolge der Schaumbildung ausgetragen wird. Weil nur 10 % bis 20 % der Menge verdampfen, muß besonders in diesen Fällen auf ein großes Speichervolumen für die abgeschiedene Flüssigkeit geachtet werden. Eine Übersicht über gängige Abscheidesysteme gibt S. Grossel /9/.



Zyklon bis $\varnothing 2000$
 $\Delta p = 0,5 - 1 \text{ bar}$
 $w \leq w_{krit}$

Abb. 2: Kesselexterne Flüssigkeitsabscheidung mit Zyklon; Anordnung hinter dem Sicherheitsventil.

Im Rahmen eines Forschungsvorhabens, das von der "Forschungsgesellschaft für Verfahrenstechnik (GVT)" mit Mitteln der "Arbeitsgemeinschaft Industrieller Forschungsvereinigungen (AIF)" gefördert wird, sind Auslegungsgrundlagen für verschiedene Methoden zur Abtrennung der Flüssigkeit aus der zweiphasigen Strömung mit dem Ziel geschaffen worden, die Abscheidung mit kleinen und robusten Apparaten durchzuführen

und große Speichervolumina für die separierte Flüssigkeit zu vermeiden. Mit der Forderung nach einem Abscheidegrad von mindestens 80 % ist der Wunsch verbunden, die separierte Flüssigkeit möglichst noch während der Druckentlastung in den Reaktorbehälter zurückfließen zu lassen. Die Abscheidung wie auch die Wiedereinspeicherung müssen aus Sicherheitsgründen ohne Inanspruchnahme von Fremdenergie erfolgen.

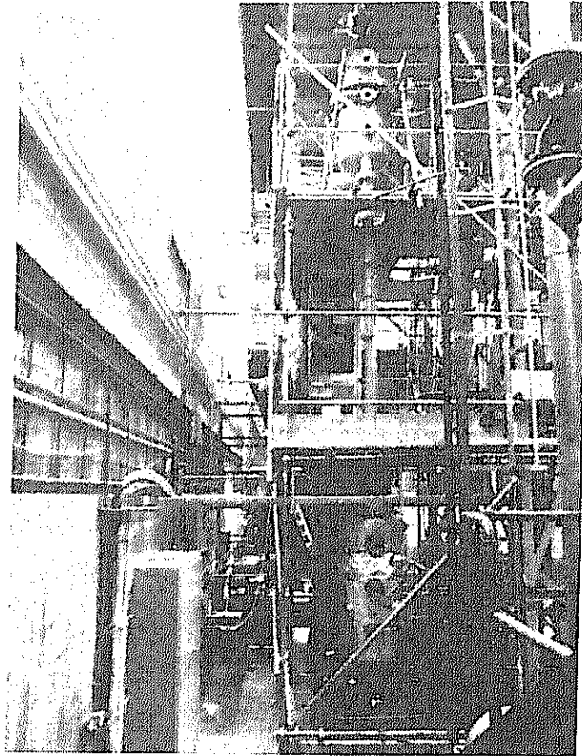


Abb. 3: Versuchsanlage für Druckentlastungen mit dem Kältemittel R12.

Die Abb. 3 zeigt die experimentelle Verwirklichung einer möglichen Version zur Abscheidung außerhalb des Kessels mit einem mechanischen Separator. Im unteren Teil des Photos ist der Druckentlastungskessel zu erkennen, der den Chemiereaktor simulieren soll. Er ist gefüllt mit dem Kältemittel R12, das die üblichen chemischen Substanzen hinsichtlich der für die Entspannungsverdampfung maßgebenden Jakobzahl gut repräsentiert. Der Behälter faßt ein Volumen von 250 Litern und der Austrittsstutzen weist einen Durchmesser von 54 mm auf. Eine mit dem Kältemittel durchgeführte heftige Entspannungsverdampfung soll die Strömungszustände am Kesselaustritt simu-

lieren, die während der Druckentlastung einer druchgehenden Reaktion dort auftreten und denen ein Abscheider ausgesetzt sein wird. Dieser befindet sich in einer Höhe von 6 m innerhalb des oberen Kessels, der als Speicherbehälter für die abgeschiedene Flüssigkeit dient, die durch eine zweite größere Rohrleitung in den Druckentlastungskessel zurückfließen kann. Das ist aber erst in der zweiten Hälfte einer Druckentlastung möglich, wenn der hydrostatische Druckanstieg in der gestauten Flüssigkeit größer ist als die Druckdifferenz in der Austrittsleitung vom Kessel bis zum Abscheider. Diese setzt sich zusammen aus einem Druckabfall am Kesselaustritt zur Beschleunigung des Gemisches, dem Druckverlust in der Rohrleitung sowie dem Druckabfall im Abscheider. Außerdem addiert sich noch die hydrostatische Druckdifferenz des Gemisches dazu.

$$\Delta p_{\text{Hydrostat./Rückl.}} = \Delta p_B + \Delta p_R + \Delta p_A + \Delta p_{\text{Hydrostat./Gemisch}} \quad (1)$$

Die Rückleitung muß durch eine Rückschlagklappe solange gegen den Kessel abgedichtet werden, bis die Wiedereinspeicherung der abgeschiedenen Flüssigkeit erfolgen kann. Der Dampf strömt in der Verlängerung der Austrittsrohrleitung zum Sicherheitsventil, das hinter dem Abscheider angeordnet werden muß. Dieses wird bei Kesseldrücken bis zu 16 bar kritisch durchströmt, sodaß dort ein großer Druckabfall auftritt. Der Kältemitteldampfstrom wird in der Versuchsanlage in einer Kältefalle bei Umgebungsdruck kondensiert.

Die Abb. 4 zeigt den zeitlichen Verlauf der Mengenströme von Dampf und Flüssigkeit, die sich während einer Druckentlastung einstellen. Die Verläufe sollen deutlich machen, welchen Strömungszuständen ein Abscheider ausgesetzt ist. Der Dampfmenge­strom erreicht unmittelbar nach dem Öffnen des Ventils seinen maximalen Wert und geht dann allmählich zurück. Die Flüssigkeit folgt mit einer kleinen Verzögerung und bildet anfangs sehr große Mengenströme, deren Wert natürlich stark vom ursprünglichen Füllgrad des Reaktors abhängen. Bei Füllständen von 80 % - 90 % stellen sich in der ersten Phase Dampfgehalte von $\dot{z} \approx 0,05$ ein. Zunächst herrscht Blasenströmung, die jedoch mit abnehmendem Flüssigkeitsmengenstrom rasch von einer Ringströmung abgelöst wird, in deren Kern ebenfalls große Flüssigkeitsmengen transportiert werden. Die Strömungsform geht im weiteren Verlauf der Druckentlastung in eine klassische Ringströmung über, in deren Dampfkern nur noch wenige Tropfen mitströmen, bis schließlich das Gemisch im Kessel zusammenbricht und annähernd reiner Dampf ausströmt. Die in Abb. 4 dargestellten Werte sind bei der Entspannungsverdampfung mit dem Kältemittel R12 gemessen worden. Aus dem Verlauf des

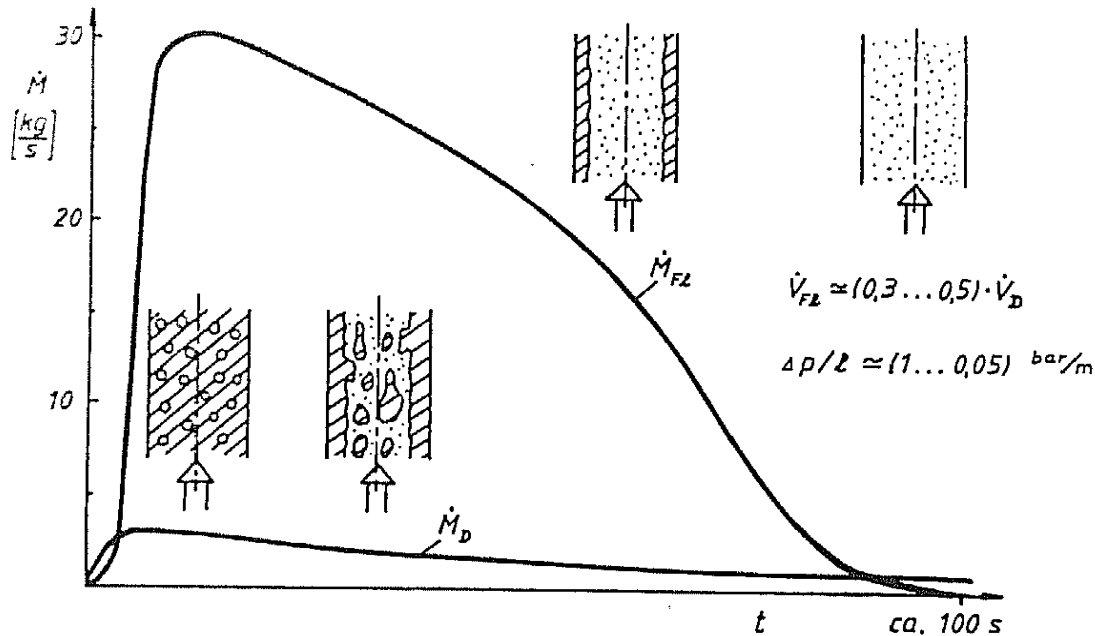


Abb. 4: Zeitlicher Verlauf der Austrittsmengenströme während einer Druckentlastung mit dem Kältemittel R12.

Flüssigkeitsmengenstromes folgt die wichtige Erkenntnis, daß ein Abscheider in erster Linie in der Anfangsphase einer Druckentlastung gut separieren muß, wenn große Flüssigkeitsmengen aus dem Reaktor ausströmen. Eine schlechte Separationswirkung bei niedrigen Flüssigkeitsbeladungen bzw. hohen Dampfgehalten verschlechtert den Gesamtabscheidegrad während einer Druckentlastung nur unwesentlich. Der Abscheider sollte wegen der großen Flüssigkeitsbeladungen robust gebaut sein und bei niedrigen Dampfgehalten einen Abscheidegrad von mindestens 80 % aufweisen /10/. Der Druckverlust muß aber so gering wie möglich gehalten werden, damit die Forderung nach einer Wiedereinspeicherung der abgeschiedenen Flüssigkeit mittels hydrostatischen Druckaufbaus zu einem frühen Zeitpunkt möglich ist. Kann die Flüssigkeit erst gegen Ende der Druckentlastung zurückfließen, stellt sich die Frage nach dem Sinn dieser Forderung, weil dann nur noch wenig Flüssigkeit ausgetragen wird und der Speicherbehälter nur geringfügig erweitert werden müßte, um die gesamte ausgetragene Menge aufnehmen zu können.

In einer zweiten Versuchsanlage, die mit einem stationären Luft-Wasser-Gemisch betrie-

ben wird, wurden verschiedene Abscheidertypen hinsichtlich ihres Abscheidegrades und ihres Druckverlustes miteinander verglichen. Außerdem wurden ein Drallabscheider und ein Umlenkabscheider in umfangreichen Versuchsreihen soweit entwickelt, daß sie für die gestellte Aufgabe geeignet erscheinen. Eine Zusammenfassung des ersten Versuchsabschnittes findet sich in /11/. Die Abb. 5 zeigt die wichtigsten Apparate im Vergleich der Druckdifferenz vom Abscheidereintritt bis zum Sammelraum für die abgeschiedene Flüssigkeit. Je geringer dieser Druckunterschied ist, desto früher kann die separierte Flüssigkeit in den Kessel zurückfließen.

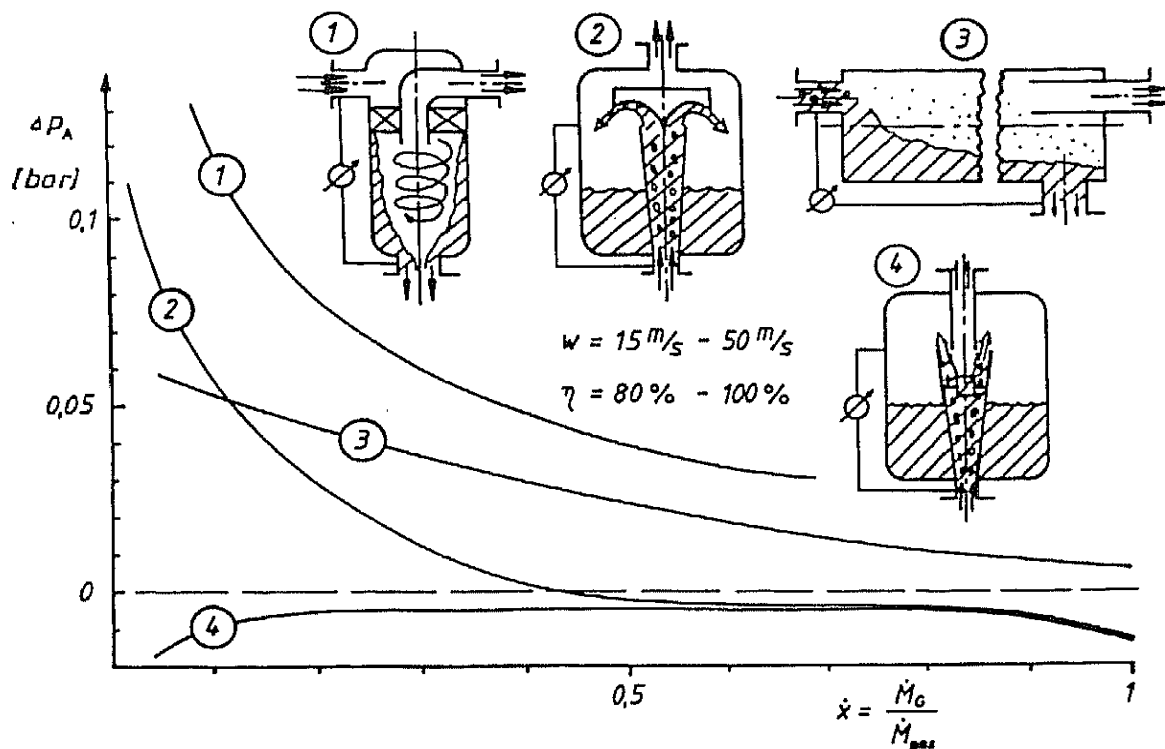


Abb. 5: Druckdifferenz Δp_A vom Abscheidereintritt zum Sammelbehälter in Abhängigkeit vom Strömungsmassenluftgehalt für verschiedene Separatoren.

Der erste Apparat stellt einen sogenannten Barth-Zyklon dar, der von der Fa. Haub & Schöllenhämmer vertrieben wird, und in den das Gemisch auf der linken Seite eintritt und anschließend durch mehrere radiale Leitschaufeln in Drehung versetzt wird. Im Zentrifugalfeld lagert sich die Flüssigkeit an der Wand an und kann am unteren Flansch abströmen. Der Dampf bzw. das Gas verläßt den Apparat durch das Tauchrohr. Die Druckdifferenz Δp_A weist infolge der zweifachen Strömungsumlenkung bei niedrigen

Gasgehalten recht hohe Werte auf, die mit steigendem z abnehmen. Ein ähnlicher Verlauf wird mit einem im Rahmen des Forschungsvorhabens entwickelten Umlenkabscheider (2) gemessen. Die Werte sind jedoch deutlich niedriger. Das Gemisch tritt von unten in den Apparat ein und strömt gegen einen kegeligen Prallschirm. In der folgenden starken Krümmung wird die Strömung um 135° umgelenkt. Die Flüssigkeit lagert sich durch Zentrifugalkräfte an der Außenwand an und fließt in künstlich erzeugten Strähnen in den Sammelraum. Das Gas strömt durch die entstehenden Zwischenräume mit geringer Geschwindigkeit in den oberen Bereich des Sammelbehälters und verläßt den Abscheider zentrisch in der Verlängerung der Austrittsrohrleitung.

Ein Schwerkraftabscheider (3) wurde ebenfalls untersucht. Das Gemisch strömt auf der linken Seite in eine größere Kammer hinein. Bei diesem Apparat steht zur Separation nur die Schwerkraft zur Verfügung, sodaß die Absetzkammer groß gebaut werden muß, damit eine ausreichende Verweilzeit zur Phasentrennung erzielt werden kann. Dies ist im gegebenen Anwendungsfall problematisch, weil der Abscheider für hohe Drücke konstruiert und in einer Höhe von einigen Metern über dem Reaktor angeordnet werden muß. Die Druckverluste sind infolge der geringen Geschwindigkeit im Separationsraum relativ klein und nehmen mit steigendem Gasgehalt etwas ab.

Das beste Druckverhalten erzielt der Drallabscheider (4), der parallel zum Umlenkabscheider vom Verfasser für die Strömungsverhältnisse einer Druckentlastung entwickelt wurde. Das Zweiphasengemisch, das von unten in den Apparat einströmt, wird im konischen Bereich verzögert, wodurch der statische Druck ansteigt. Vier radial angeordnete ebene Leitschaufeln lenken die im Kern strömende Flüssigkeit um 30° um, sodaß der Bereich unterhalb des sogenannten Tauchrohres, durch welches das Gas entweicht, nahezu flüssigkeitsfrei gehalten wird. Die sich an der konischen Wand anlagernde Flüssigkeit strömt durch einen Ringspalt in den Sammelbehälter. Bei reiner Flüssigkeits- bzw. Gasströmung wirkt der konische Bereich als Diffusor mit einem Wirkungsgrad der Druckumsetzung von etwa 80 % bei einem Öffnungswinkel von 14° . Bei einer Strömungsgeschwindigkeit der kontinuierlichen Phase von 50 m/s, die den Meßwerten in Abb. 5 zugrunde liegt, beträgt der Druckanstieg im Fall reiner Flüssigkeitsströmung 0,5 bar - 1 bar. Leider ist die Umsetzung von Bewegungs- in Druckenergie in einem Diffusor bei zweiphasiger Strömung sehr schlecht, weil die im Gasstrom mitgeführte Flüssigkeit bei der hier vorliegenden Strömungsform kaum verzögert wird, jedoch zu Strömungsablösungen der kontinuierlichen Gasphase führt, sodaß über weite Bereiche des Gasgehaltes nur der Druckanstieg einer plötzlichen Erweiterung mit reiner Gasströmung erreicht wird (s. Abb. 5). Trotz der unvermeidlichen Reibungsverluste ist der

Druck im Sammelbehälter aber im gesamten Strömungsbereich größer als der statische Druck am Abscheidereintritt.

Der richtige Weg wäre es, die Flüssigkeit vom Dampf zu trennen und sie anschließend z.B. in einem Radialdiffusor zu verzögern, um ihre kinetische Energie so weit wie möglich zurückzugewinnen. Entsprechende Versuche und Berechnungen zeigten aber, daß dann der Abscheidegrad aufgrund einer Staubbildung am Diffusoreintritt um 20 % bis 30 % geringer wird. Es ist auch zu berücksichtigen, daß der Strömungsquerschnitt am Diffusoreintritt auf die Flüssigkeitsbeladung der Gasströmung abgestimmt sein muß, die ja im Verlauf einer Druckentlastung in einem weiten Bereich variiert.

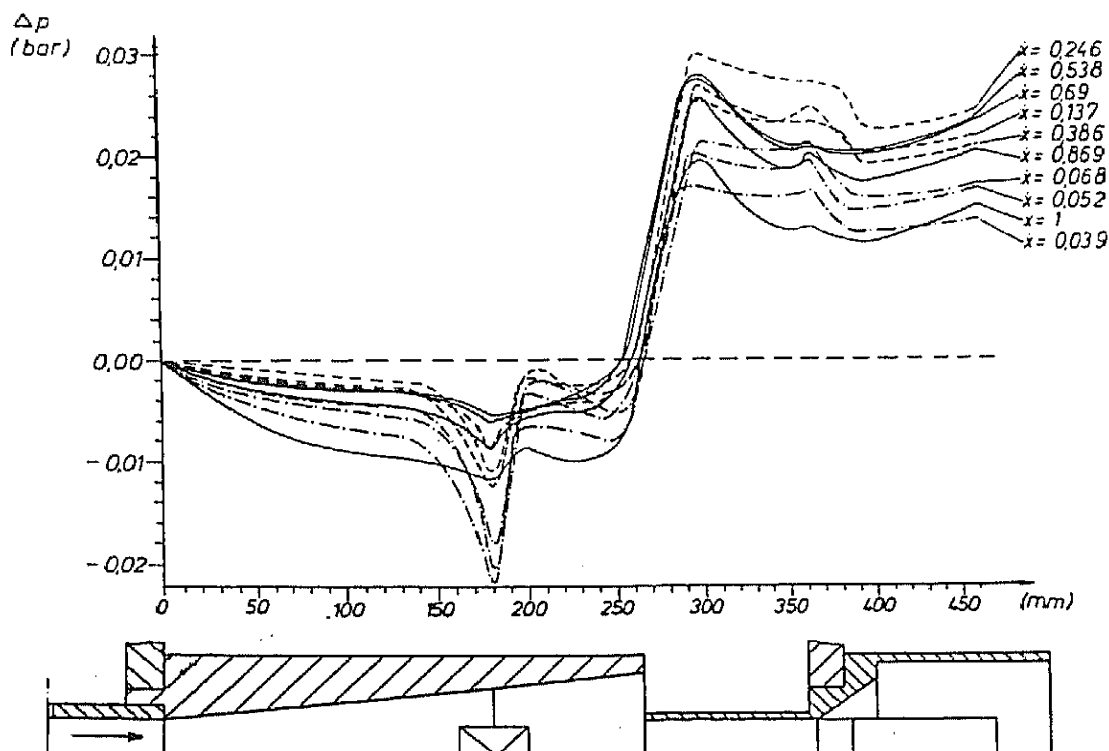


Abb. 6: Verlauf des statischen Druckes entlang der Abscheiderachse bezogen auf den statischen Druck am Diffusorbeginn
Luftgeschwindigkeit: 50 m/s
Rohrdurchmesser am Eintritt und im Tauchrohr: 42 mm

Die Abb. 6 zeigt den Verlauf des statischen Druckes entlang der Abscheiderachse des Drallabscheiders. Die Meßwerte wurden mit einer verfahrenbaren Sonde in einer

Luft-Wasser-Strömung bei unterschiedlichen Luft-Massen-Gehalten ermittelt. Die Strömungsgeschwindigkeit der Luft betrug 50 m/s am Abscheidereintritt, für niedrigere Luftgeschwindigkeiten ergaben sich ähnliche Verläufe. Der Verlauf des Druckanstiegs im Diffusorteil richtet sich nach der Flüssigkeitsbeladung der Gasströmung, wie bereits erläutert wurde. Die kleinen Leitschaufeln verursachen nur einen geringen Druckverlust. Der starke Druckabfall am Beginn des Tauchrohres ist für die erneute Beschleunigung der Strömung am Ende der Verzögerungsstrecke erforderlich. Er ist bei allen untersuchten Luftgehalten etwa gleich groß, weil hier bereits der größte Teil der Flüssigkeit abgeschieden ist und nur eine geringe ungefähr konstante Flüssigkeitsbeladung herrscht. Der Druck erreicht seinen geringsten Wert an der Stelle der maximalen Strömungskontraktion kurz nach Beginn des Tauchrohres. Zusätzliche Geschwindigkeitsmessungen ergaben, daß im Tauchrohr nur ein geringer Drall vorhanden ist ($u_G < 0,1 \cdot w_G$), der für eine Berechnung vernachlässigt werden kann. Unmittelbar nach der Strömungskontraktion stellt sich noch ein Druckanstieg durch die plötzliche Erweiterung des Strömungsquerschnittes auf den Rohrleitungsquerschnitt ein.

Der Umlenkabscheider erzielt nahezu vollständige Abscheidung, während der Barth-Zyklon vor allem bei niedrigen Gasgehalten deutlich schlechtere Werte aufweist. Dies ist zum Teil auf Staubildung im Separationsraum — bedingt durch eine zu kleine Abschlußöffnung für die separierte Flüssigkeit — zurückzuführen. Mit dem Schwerkraftabscheider wurden nur Abscheidegrade bis 75 % erreicht. Dies lag im Falle kleiner Gasgehalten an der Schwallbildung der der Ausflußöffnung zuströmenden Flüssigkeit, bei großen Gasgehalten an einer unzureichenden Verweilzeit des Gemisches im Abscheideraum. Abhilfe kann in beiden Fällen durch eine Vergrößerung des Separationsraumes erreicht werden. Der Drallabscheider weist im gesamten Gasgehaltbereich Abscheidegrade größer als 80 % auf. Die Verschlechterung mit zunehmendem Gasgehalt ist größtenteils auf den Einfluß der Sekundärströmung an der Tauchrohraußenseite zurückzuführen, die dem Druckgefälle folgend einen etwa konstanten Flüssigkeitsmengenstrom ins Tauchrohr fördert. Der Flüssigkeit zugesetzte aufschäumende Additive beeinträchtigen den Abscheidegrad fast nicht, obwohl sehr hohe in der Praxis unübliche Konzentrationen verwendet wurden. Den in Abb. 7 dargestellten Kurven liegt ebenfalls eine Gasgeschwindigkeit von 50 m/s zugrunde. Verwendet man die Eintrittsnennweiten von üblichen Sicherheitsventilen zur Dimensionierung der Austrittsrohrleitung zum Abscheider, so stellt sich aufgrund der kritischen Durchströmung des engsten Querschnittes im Ventil bei einem Flächenverhältnis von $\frac{A}{A_*} \simeq 2$ eine Strömungsgeschwindigkeit im Abscheider von ungefähr 50 m/s ein. Dieser Wert wurde deswegen als Obergrenze für die Untersu-

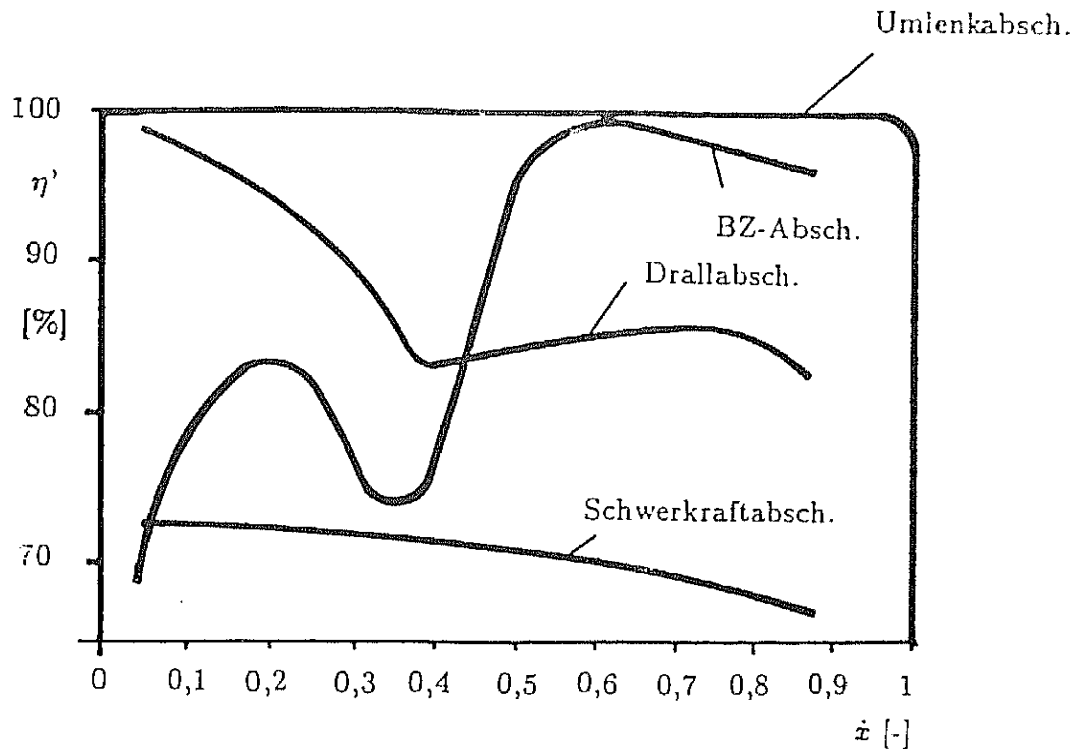


Abb. 7: Abscheidegrad η' in Abhängigkeit vom Strömungsmassenluftgehalt für verschiedene Separatoren.

chungen festgelegt. Natürlich wurden auch Versuche bei geringeren Geschwindigkeiten bis etwa 15 m/s durchgeführt. Dieser Wert wird als Untergrenze angesehen, weil sonst für die Austrittsrohrleitung ein zu großer Durchmesser angesetzt werden muß im Vergleich zur Abmessung des Reaktors. Außerdem geht die Abscheideleistung bei abnehmender Geschwindigkeit durch Schwallbildung der im Separationsraum an der Wand strömenden Flüssigkeit zurück.

Im Allgemeinen zeigte die Abscheideleistung im untersuchten Geschwindigkeitsbereich einen gleichbleibenden Verlauf entsprechend Abb. 7. Die Druckverluste sind naturgemäß bei kleineren Gasgeschwindigkeiten geringer, der Verlauf von Δp_A ist aber ähnlich zu den in Abb. 5 dargestellten Kurven.

Die Abb. 8 zeigt den Umlenkabscheider im Versuchsbetrieb mit einem stationären Luft-Wasser-Gemisch. Ein Drittel des Strömungsquerschnitts wird von der Flüssigkeit eingenommen. Dies entspricht etwa den Verhältnissen in der ersten Phase einer Druckentlastung. Der Flüssigkeitsschirm wird am Rand des Pralltellers durch hervorspringende Stromlinienkörper in 8 Strahlen unterteilt, wodurch Zwischenräume entstehen, durch die das Gas bzw. der Dampf entweichen kann. Diese Maßnahme trägt zur Reduzierung des Druckverlustes bei, ohne daß die Abscheideleistung beeinträchtigt wird.



Abb. 8: Umlenkabscheider im Betrieb mit einem Luft-Wasser-Gemisch

$$w_G = 36 \text{ m/s}$$

$$w_F = 10 \text{ m/s}$$

Die Abb. 9 zeigt den Strömungszustand im Drallabscheider. Die Aufnahme entstand mit Hilfe eines Endoskops durch das Tauchrohr entgegen der Strömungsrichtung. Die deutlich erkennbaren Leitschaufeln lenken die im Kern strömende Flüssigkeit in Richtung der konisch erweiterten Wand um. Es ist ebenfalls erkennbar, daß ein nicht geringer Anteil der Flüssigkeit im Kernbereich des Abscheiders strömt. Messungen ohne Leitschaufeln ergaben deshalb auch nur einen Abscheidegrad von maximal 50 %.

In Abb. 10 ist die Druckverteilung im Separationssystem bei Beginn der Wiedereinspeicherung für beide Abscheidertypen aufgetragen. Die Druckverläufe beziehen sich auf Meßergebnisse aus den Druckentlastungsversuchen mit R12. Während sich im Umlenkabscheider ein Druckabfall vom Eintritt bis zum Sammelraum einstellt, ist beim Drall-

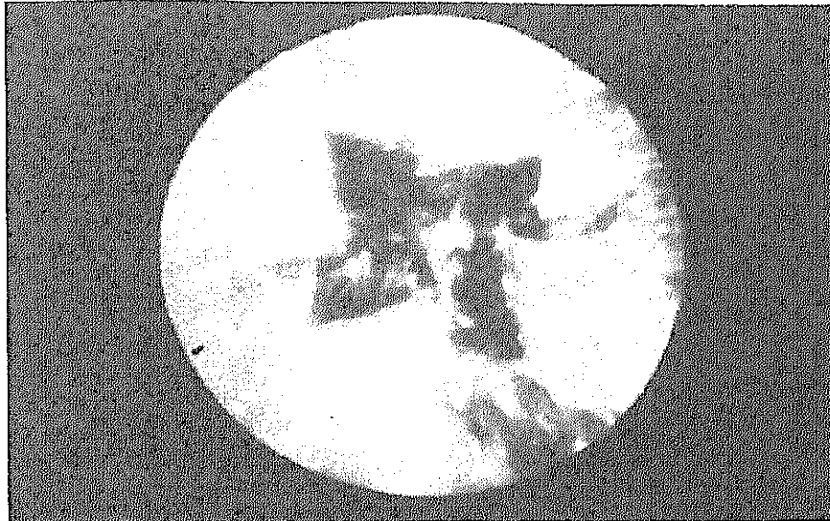


Abb. 9: Drallabscheider im Betrieb mit einem Luft-Wasser-Gemisch

$$w_G = 36 \text{ m/s}$$

$$w_F = 10 \text{ m/s}$$

abscheider der statische Druck im Sammelbehälter größer als am Eintritt, sodaß die Wiedereinspeicherung zu einem früheren Zeitpunkt der Druckentlastung, bei dem der Dampfgehalt \dot{x} in der Austrittsrohrleitung noch kleiner ist, stattfinden kann. Deswegen ist der Druckabfall am Kesselaustritt und der Rohrreibungsdruckverlust beim Drallabscheider zum Zeitpunkt der Wiedereinspeicherung größer als beim Umlenkabscheider.

Die Abb. 11 kennzeichnet den Strömungszustand am Beginn der Austrittsrohrleitung mit Hilfe des Strömungsmassendampfgehaltes beim Einsetzen der Wiedereinspeicherung für verschiedene Flächenverhältnisse A/A^* bzw. für eine mittlere Dampfgeschwindigkeit in der Rohrleitung und am Abscheidereintritt. Mit zunehmendem Flächenverhältnis sinkt die mittlere Dampfgeschwindigkeit in der Austrittsrohrleitung und im Abscheider, wenn das Ventil bzw. die Blende kritisch durchströmt werden. Dadurch ist der Druckverlust geringer, sodaß die Wiedereinspeicherung bereits zu einem früheren Zeitpunkt bei entsprechend geringerem Dampfgehalt einsetzen kann. Die Kurven in Abb. 11 kennzeichnen die Abhängigkeit für den Drallabscheider und den Umlenkabscheider unter den Bedingungen einer Druckentlastung mit R12.

Die experimentell ermittelte Kurve für den Drallabscheider läßt sich auch rechnerisch bestimmen, wenn die Druckverteilung im Abscheidesystem berechnet werden kann. Der

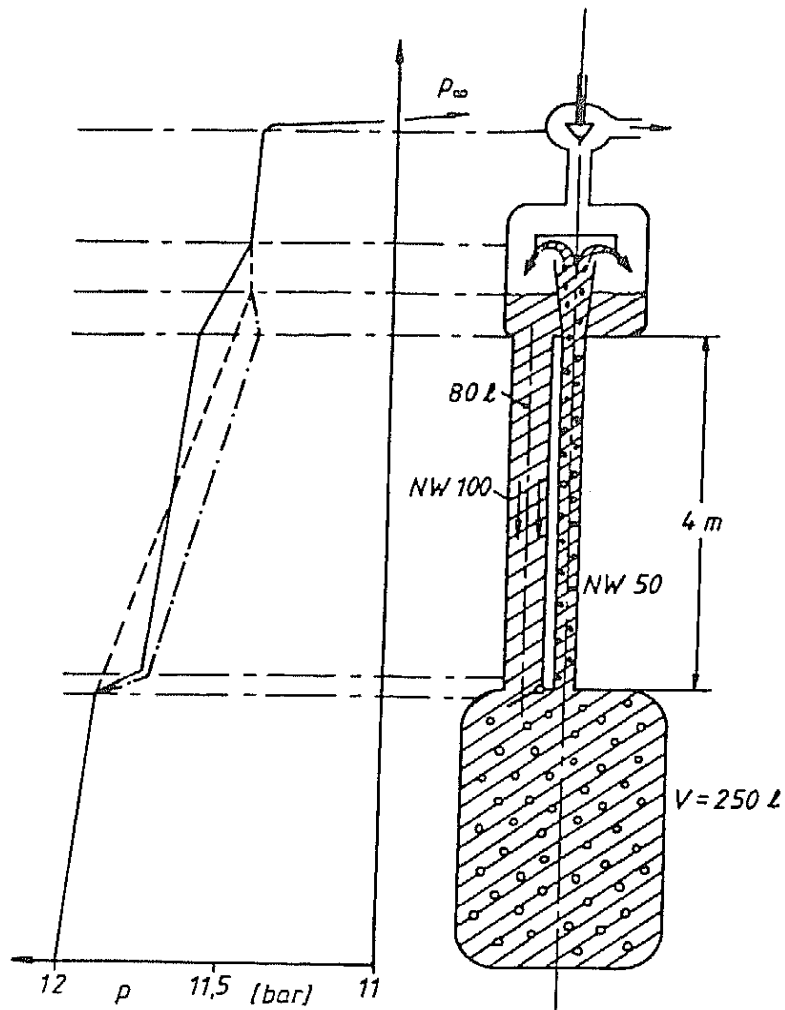


Abb. 10: Druckverteilung in einem kesselexternen Separationssystem bei Druckentlastung mit dem Kältemittel R12 beim Einsetzen der Wiedereinspeicherung der abgeschiedenen Flüssigkeit in den Kessel.

Druckabfall zur Beschleunigung des Gemisches am Kesselaustritt wird am besten mit dem Impulssatz berechnet.

$$\Delta p_B = \frac{\dot{M}_D \cdot \Delta w_D + \dot{M}_F \cdot \Delta w_F + \bar{\rho} \cdot g \cdot \Delta H \cdot A_R + \frac{\lambda}{4} \frac{\rho_F}{2} \cdot w_F^2 \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta H}{A_R} \quad (2)$$

Für $\Delta H/D$ wurde bei der Berechnung ein Wert von 5 angesetzt. Mit $\Delta w_F/\Delta w_D$ von

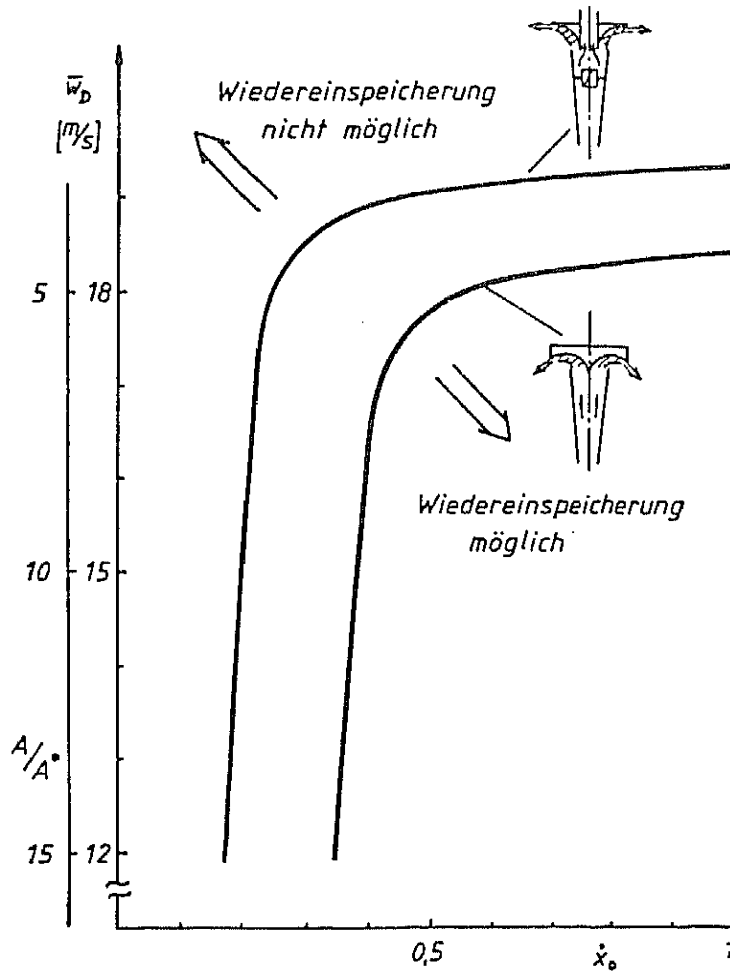


Abb. 11: Abhängigkeit der mittleren Dampfgeschwindigkeit bzw. des Flächenverhältnisses A/A^* vom Massendampfgehalt am Kesselaustritt beim Einsetzen der Wiedereinspeicherung.

etwa 0,07 lassen sich die experimentellen Daten mit einer Genauigkeit berechnen, die für die Auslegung eines Abscheidesystems ausreichend ist. Für $\bar{\rho}$ gilt:

$$\bar{\rho} = \epsilon \cdot \rho_D + (1 - \epsilon) \rho_F \quad (3)$$

$$\epsilon = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right) \frac{\rho_D}{\rho_F} \cdot \frac{\Delta w_D}{\Delta w_F}} \quad (4)$$

Für λ gelten die für die Rohrreibung bekannten Gesetze. Bislang erscheint es nicht sinnvoll, die Beschleunigung der flüssigen Phase exakter zu beschreiben, weil auf g_z und der sich rasch ändernden Strömungsformen kaum Aussagen über einen äquivalenten Tropfendurchmesser getroffen werden können. Eine wesentlich kompliziertere Methode, bei der die Strömung in einen Wandfilm, in einen Dampfkern und in darin enthaltene Tropfen unterteilt wurde und der Druckabfall differentiell berechnet wurde, führte bisher nicht zu genaueren Ergebnissen. Außerdem mußten dazu Aussagen über den Anteil der an der Wand strömenden Flüssigkeit sowie über die Schubspannungen an den Phasengrenzflächen getroffen werden. Hierfür liegen keine experimentellen Meßdaten vor. Insbesondere für die Flüssigkeitsverteilung gibt es auch in der Literatur fast keine Aussagen, sodaß auch eine Anpassung des berechneten Druckabfalls an die experimentellen Ergebnisse infolge mehrerer einzustellender Parameter als nicht sinnvoll erscheint, solange für diese keine experimentell ermittelten Daten zugrunde gelegt werden können. Für die Berechnung des Reibungsdruckverlustes in der Rohrleitung Δp_R stellten sich die einfachen Modelle von Lockardt/Martinelli /12/ und Baroczy/Chisholm /13/ als geeignet heraus, wobei letzterem Rechenverfahren der Vorzug gegeben werden muß, wie die Abb. 12 verdeutlicht.

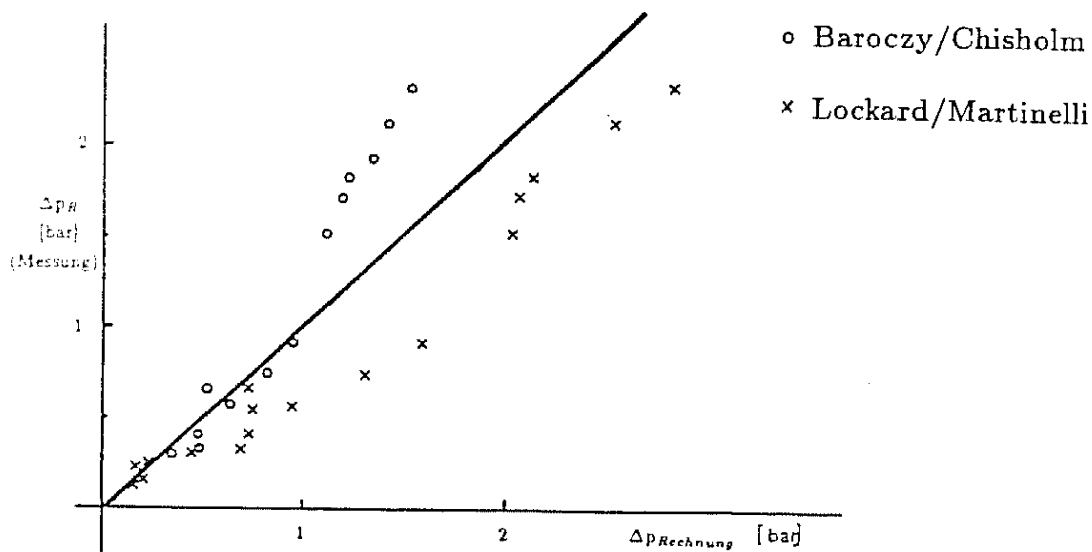


Abb. 12: Vergleich der mit /12/ und /13/ berechneten Druckverluste in der Rohrleitung mit gemessenen Werten.

Die Länge der Rohrleitung wurde entsprechend der Versuchsanlage mit 4,5 m angesetzt, die hydrostatische Druckdifferenz des Gemisches berechnet man am besten mit dem Schlupfansatz nach Friedel /14/.

Es gilt:

$$\Delta p_{\text{hydrostat.}} = \bar{\rho} \cdot g \cdot L \quad (5)$$

$$\bar{\rho} = \epsilon_R \cdot \rho_D + (1 - \epsilon_R) \cdot \rho_F \quad (6)$$

$$\epsilon_R = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right) \cdot \frac{\rho_D}{\rho_F} \cdot S} \quad (7)$$

Der Druckanstieg im Diffusorteil des Abscheiders, der mit der Druckdifferenz Δp_A gleichzusetzen ist, wird ebenfalls mit dem Impulssatz unter der Annahme einer plötzlichen Erweiterung berechnet.

Es gilt:

$$\Delta p_A = \frac{\bar{\rho} \cdot g \cdot V_{\text{Diff}} + \tau_w \cdot A_{\text{Diff}} - \dot{M}_D(w_{D_A} - w_{D_S}) - \dot{M}_F(w_{F_A} - w_{F_S})}{A_S} \quad (8)$$

$$\tau_w = \frac{\lambda}{4} \frac{\rho_F}{2} \bar{w}_F^2 \quad (9)$$

$$\bar{w}_F = \frac{1}{2} \left(\frac{w_{D_A}}{S_A} + \frac{w_{D_S}}{S_S} \right) \quad (10)$$

$$\bar{\rho} = \epsilon_A \cdot \rho_D + (1 - \epsilon_A) \rho_F \quad (11)$$

$$\epsilon_A = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right) \left[\frac{w_{D_A} + w_{D_S}}{\frac{w_{D_A}}{S_A} + \frac{w_{D_S}}{S_S}} \right] \frac{\rho_D}{\rho_F}} \quad (12)$$

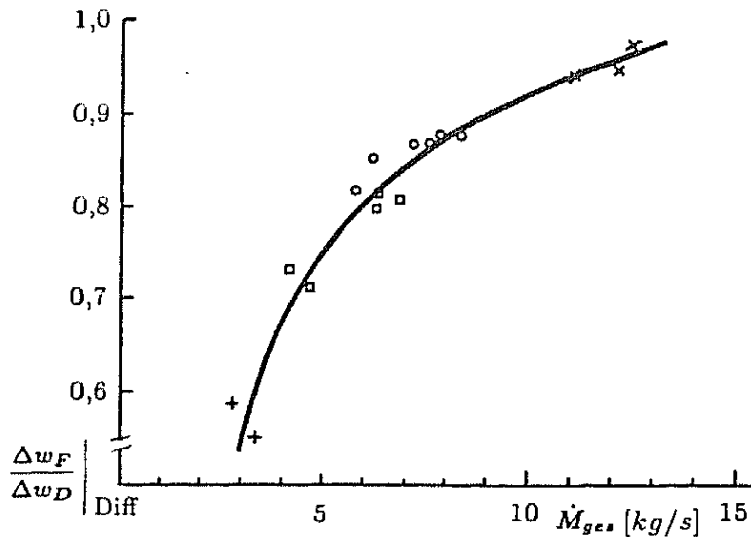


Abb. 13: Abhängigkeit des Geschwindigkeitsbeiwertes $\Delta w_F / \Delta w_D$ vom Massen-
dampfgehalt im Diffusorteil eines Drallabscheiders.

V_{Diff} ist das Volumen des Abscheiderdiffusors, A_{Diff} seine Oberfläche. Die Länge des Diffusors beträgt 0,395 m. Die Abb. 13 zeigt die Abhängigkeit des Geschwindigkeitsbeiwertes $\Delta w_F / \Delta w_D$ vom Gesamtmengestrom im Abscheiderdiffusor. Die im Luft-Wasser-Gemisch gemessenen Druckdifferenzen Δp_A lassen sich mit der Annahme $\Delta w_F / \Delta w_D = 0,75$ mit guter Genauigkeit nachrechnen.

Der Druckabfall im Tauchrohr zur erneuten Beschleunigung des Dampfes, der jedoch auch noch einen gewissen Flüssigkeitsanteil enthält, wird ebenfalls mit dem Impulssatz berechnet.

Es gilt,

$$\Delta p_T = \frac{\dot{M}_D \cdot \Delta w_D + \dot{M}_F \cdot \Delta w_F + \bar{\rho} \cdot g \cdot \Delta H \cdot A_T + \frac{\lambda}{4} \frac{\rho_F}{2} \bar{w}_F^2 \pi \cdot D \cdot \Delta H}{A_T} \quad (13)$$

wobei die Berechnung vom Beginn des Tauchrohres bis zur kritisch durchströmten Blende mit einer Länge von $\Delta H = 1,34$ m durchgeführt wird.

Es gilt weiter:

$$\bar{\rho} = \epsilon_T \cdot \rho_D + (1 - \epsilon_T) \cdot \rho_F \quad (14)$$

$$\varepsilon_T = \frac{1}{1 + \left(\frac{1 - \dot{z}_T}{\dot{z}_T} \right) \frac{\Delta w_D}{\Delta w_F} \cdot \frac{\rho_D}{\rho_F}} \quad (15)$$

$$\bar{w}_F = \frac{\Delta w_F}{2} \quad (16)$$

Δw_F berechnet man bei Kenntnis des Geschwindigkeitsbeiwertes $\Delta w_F / \Delta w_D$ (s. Abb. 14) mit Hilfe der Kontinuitätsbedingung kurz vor der Blende.

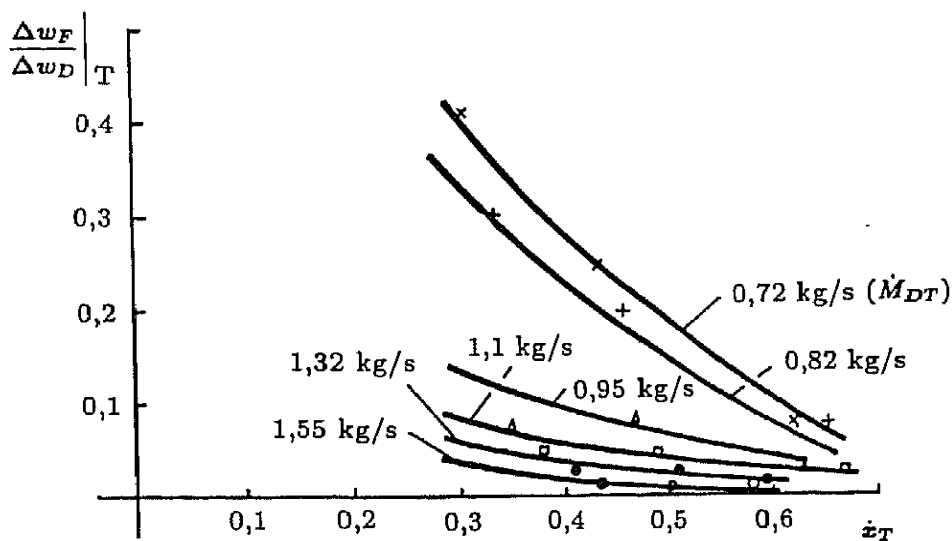


Abb. 14: Abhängigkeit des Geschwindigkeitsbeiwertes $\Delta w_F / \Delta w_D$ vom Massendampfgehalt in der Beschleunigungszone am Tauchrohrbeginn.

Der Dampfgehalt \dot{z}_T wird aus dem momentanen Abscheidegrad η' berechnet, für den die einfache Annahme $\eta' = (1 - \dot{z}_0)$ getroffen wurde, die auf Meßwerten basiert, welche jedoch infolge der schnell wechselnden Strömungszustände nicht sehr genau sind. Bei geringen Dampfgehalten im Abscheidereintritt wird also ein Abscheidegrad von nahezu 100 % angenommen, was mit den experimentellen Ergebnissen der Versuche im Luft-Wasser-Gemisch übereinstimmt. Die Abhängigkeit des Gesamtabscheidegrades einer Druckentlastung in Abhängigkeit vom geschwindigkeitsbestimmenden Flächenverhältnis A/A^* zeigt die Abb. 15. Die oben getroffene Annahme über η' bzw. \dot{z}_T mag etwas willkürlich erscheinen, es ist aber zu bedenken, daß sich ein Fehler in der Berechnung von Δp_T auf

das Endergebnis der Rechnung d.h. die Bestimmung der Strömungsverhältnisse beim Einsetzen der Wiedereinspeicherung kaum auswirkt. Für einen ersten Auslegungswert wäre es auch statthaft, den Druckabfall Δp_T zu vernachlässigen.

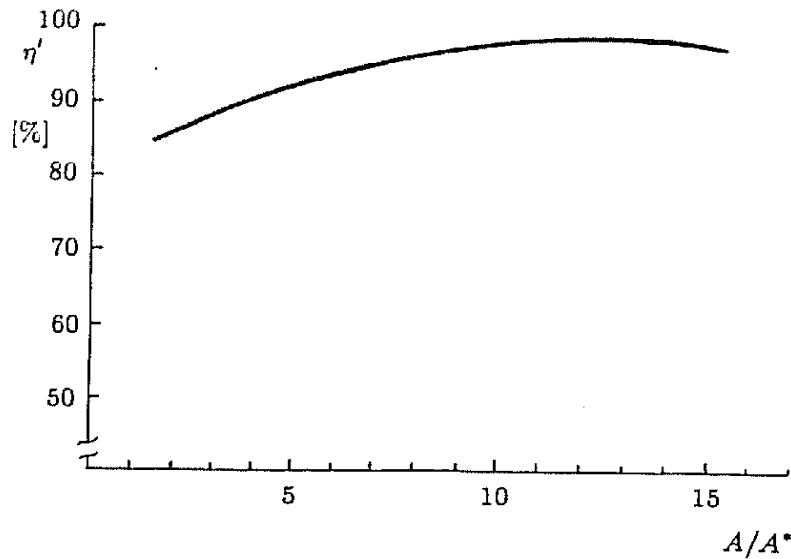


Abb. 15: Gesamtabscheidegrad in Abhängigkeit vom Flächenverhältnis A/A^* für Druckentlastungen mit dem Kältemittel R12.

Der kritische Strömungszustand in der Blende muß dagegen sorgfältig berechnet werden, weil an dieser Stelle der aus dem System abströmende Mengenstrom festgelegt wird. Weil der Einfluß der nichtabgeschiedenen Flüssigkeit auf die kritische Geschwindigkeit in der Blende nicht zu vernachlässigen ist, wurde zur Berechnung auf ein Modell von Herold /15/ zurückgegriffen, mit dem sich im Gegensatz zu vielen anderen Modellen auch das kritische Druckverhältnis ausrechnen läßt. Das Rechenmodell basiert auf dem Impulssatz, sodaß auch eine Aussage über den Schlupf der beiden Phasen bzw. den Geschwindigkeitsbeiwert $\Delta w_F / \Delta w_D$ getroffen werden muß. Die Abb. 16 zeigt die Abhängigkeit des Beiwertes vom Strömungsmassendampfgehalt \dot{z}_T in der Blende.

$$\dot{M}_{DB} = w_D^* \cdot A_B \cdot \rho_D \cdot \epsilon^* \quad (17)$$

$$\rho_{D^*} = \rho' \left(\frac{p^*}{p'} \right) \quad (18)$$

ρ' und p' kennzeichnen den Strömungszustand kurz vor der Blende.

$$\varepsilon^* = \frac{1}{1 + \left(\frac{1 - \dot{x}_B}{\dot{x}_B} \right) \frac{\Delta w_D \rho_{D^*}}{\Delta w_F \rho_F}} \quad (19)$$

$$w_{D^*} = \sqrt{\frac{R \cdot T'}{\varepsilon^* \left(1 + \left(\frac{1 - \dot{x}_B}{\dot{x}_B} \right) \frac{\Delta w_F}{\Delta w_D} \right)}} \quad (20)$$

R ist die Gaskonstante, T' die Temperatur des Gemisches kurz vor der Blende.

$$\mu_B = \frac{1 - \dot{x}_B}{\dot{x}_B} \quad (21)$$

$$p^* = p' \exp \left[- \frac{\mu_B + 1}{2 \left(1 + \mu_B \frac{\Delta w_F}{\Delta w_D} \right)} + \frac{\mu_B}{R \cdot T'} \frac{(e^{-\alpha p'} - e^{-\alpha p^*})}{\alpha \rho_N \cdot e^{-\alpha p_N}} \right] \quad (22)$$

mit der Kompressibilität der flüssigen Phase $\alpha \{ \alpha = 3,73 \cdot 10^{-9} m^2 / N (R12) \}$ und der Normdichte ρ_N bzw. dem Normdruck p_N .

Bei einem vorgegebenen Dampfgehalt \dot{x}_0 muß nun der Dampfmengestrom am Kesselaustritt solange variiert werden, bis er mit dem kritischen Dampfmengestrom in der Blende übereinstimmt. Dann muß kontrolliert werden, ob die Rückflußbedingung (Gl. 1) erfüllt ist. Ist dies nicht der Fall, muß die gesamte Rechnung für einen veränderten Dampfgehalt \dot{x}_0 wiederholt werden. Bei einer Höhendifferenz zwischen Kessel und Abscheider von etwa 4 m und einem für die Wiedereinspeicherung zulässigen Druckabfall von kleiner als 0,5 bar kann die Nachverdampfung in der Rohrleitung vernachlässigt werden, wenn die auf die volle Querschnittsfläche bezogene Dampfmassestromdichte im Bereich größer als 300 kg/m²s und $\dot{x}_0 > 0,1$ ist. Andernfalls muß die Änderung des Dampfmengestromes durch Nachverdampfung in der Rohrleitung mit Hilfe der Energiegleichung berücksichtigt werden. Außerdem kann der Einfluß der Dampfmenge-speicherung bzw. -entspeicherung im Sammelbehälter zum Zeitpunkt der Wiedereinspeicherung vernachlässigt werden.

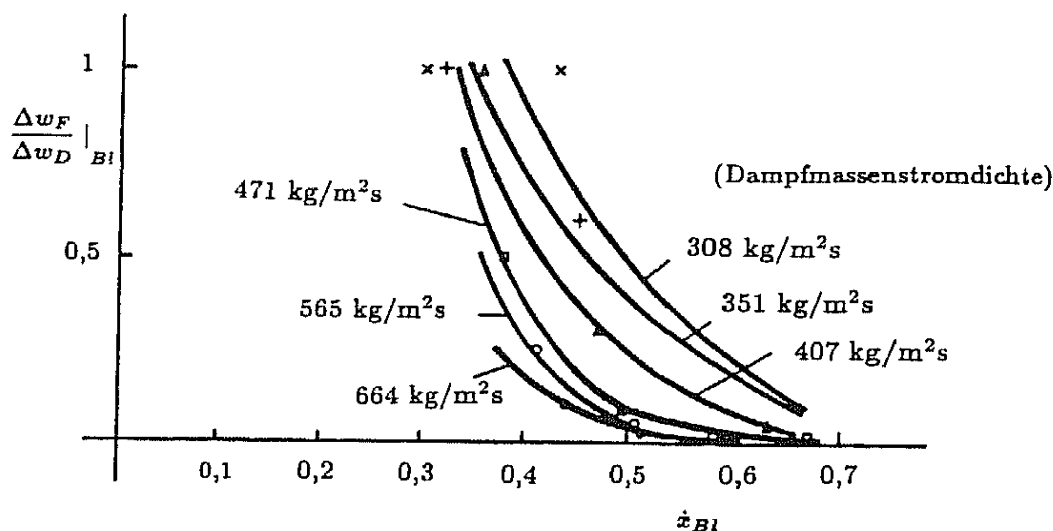


Abb. 16: Abhängigkeit des Geschwindigkeitsbeiwertes $\Delta w_F / \Delta w_D$ vom Massendampfgehalt bei der Beschleunigung auf kritische Gemischgeschwindigkeit in der Blende.

Der beschriebene Algorithmus wurde auf die Ergebnisse der Kältemittelversuche mit dem Drallabscheider angewendet, und es konnte die Kurve in Abb. 11 mit befriedigender Genauigkeit nachgerechnet werden.

Ist außerdem der zeitliche Verlauf des Flüssigkeitsmengenstromes, der aus Versuchen oder auch aus Berechnungen einer Druckentlastung ermittelt werden kann, bekannt, läßt sich ein Auslegungswert für das Sammelbehältervolumen errechnen, damit die abgeschiedene Flüssigkeit zwischengespeichert werden kann, bis sie in den Kessel zurückfließt.

Als Alternative zur kesselexternen Abscheidung, bei der der Abscheider in einer gewissen Höhe über dem Kessel angeordnet werden muß, wurde ein sogenannter Umlaufsichter entwickelt, der im Kessel an der Austrittsöffnung fixiert wird (s. Abb. 17). Ein Sichterlaufwerk erzeugt ein Zentrifugalfeld, in welchem die schwerere Flüssigkeit vom Dampf weitgehend getrennt wird, sodaß zusammen mit dem Dampf nur noch Tropfen im Bereich $> 100 \mu\text{m}$ dem zentralen Steigrohr zuströmen. Der auf diesem Weg ausströmende Dampf verläßt den Kessel durch 4 tangential angeordnete Düsen, die kritisch durchströmt werden. Das erzeugte Impulsmoment treibt das Sichterlaufwerk an. Die ganze Anordnung dreht sich in einem Teflon-Axialgleitlager und ist zusätzlich in der Mitte des Steigrohres geführt. Dieser Lagerspalt muß klein gehalten werden, damit die Leckver-

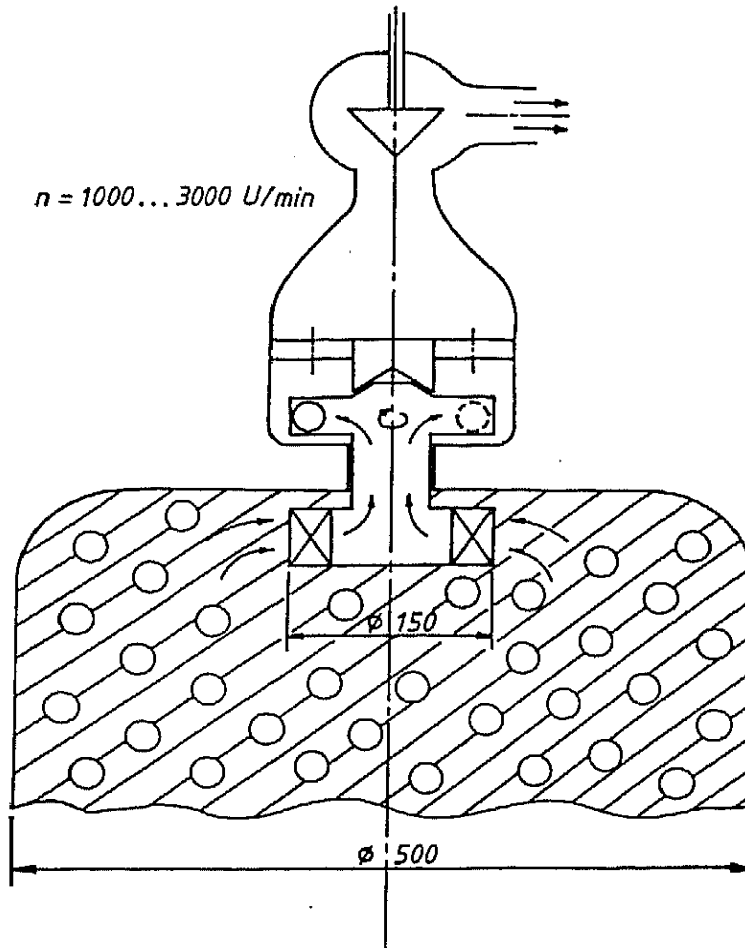


Abb. 17: Kesselinterne Abscheidung mit einem Umlaufsichter.

luste gering bleiben.

Die Anordnung wurde in aufwendigen Versuchreihen unter den Bedingungen einer Druckentlastung mit dem Kältemittel R12 entwickelt und erprobt. Für den Abscheidegrad wurden folgende Definitionen aufgestellt:

$$\eta' = \frac{M_{F_{aus}}}{M_{F_K}} \quad (23)$$

mit $M_{F_{aus}}$ als die im Verlauf einer Druckentlastung ausgetragene Flüssigkeitsmenge und M_{F_K} als die ursprünglich im Kessel vorhandene Flüssigkeitsmenge. Physikalisch sinnvoller erscheint die folgende Definition:

$$\eta' = \frac{M_{F_{aus}}}{M'_{F_{aus}}} \quad (24)$$

mit $M'_{F_{crit}}$ als die Flüssigkeitsmenge, die ohne Einbau des Umlaufsichters bei gleichem kritischen Querschnitt und gleichem Anfangs- und Enddruck sowie Füllstand ausgetragen werden würde. Bisher werden nach der ersten Definition Abscheidegrade zwischen 90 % und 95 %, nach der zweiten Definition zwischen 60 % und 70 % erzielt. Die Drehzahl liegt bei etwa 1000 U/min.

Zur Zeit wird eine verbesserte Version des Umlaufsichters getestet. Parallel zu den Untersuchungen wird die Berechnung der Druckverteilung bei kesselexterner Abscheidung verbessert. Ein Abschlußbericht der Arbeiten wird voraussichtlich im Frühjahr des Jahres 1988 vorliegen.

Verwendete Zeichen

Formelzeichen

A	Fläche
A*	Querschnittsfläche in der Blende
C ₁	Geschwindigkeitsbeiwert ($C_1 = \Delta w_F / \Delta w_D$)
D	Durchmesser
g	Erdbeschleunigung
H	Höhe
L	Länge der Rohrleitung
M	Masse
\dot{M}	Massenstrom
p	Druck
S	Schlupf
T	Temperatur
u	Umfangsgeschwindigkeit
V	Volumen
w	Axialgeschwindigkeit
\dot{x}	Massendampfgehalt ($\dot{x} = \dot{M}_D / \dot{M}_{ges}$)
ϵ	örtlicher volumetrischer Dampfgehalt ($\epsilon = V_D / V_{ges}$)
η'	Abscheidegrad
λ	Reibungsbeiwert
ρ	Dichte
τ	Schubspannung

Indizes

0	Strömungszustand am Kesselaustritt
A	Abscheider
B	Beschleunigung
D	Dampf
F	Flüssigkeit
G	Gas
ges	gesamt
K	Kessel

R	Rohrleitung
s	Spalt
T	Tauchrohr
W	Wand
∞	Umgebung

Literaturverzeichnis

- /1/ Vienez, H.H.: Blasenauftieg und Phasenseparation in Behältern bei Dampfableitung und Druckentlastung, Diss., Tech. Universität Hannover (1980).
- /2/ Jones, O.C. (jr.); Zuber, N.: Bubble Growth in Variable Pressure Fields, J. of Heat Transfer 100 (1978) no. 8, pp 453 ff.
- /3/ Hutcherson, M.N. et al.: Two-phase blowdown of an initially saturated liquid, J. of Heat Transfer 105 (1983) no. 11, pp 687 ff.
- /4/ Ullmann, 3. Auflage, Bd. 2/1, S. 686 ff.
- /5/ Wittmer, P; Anhel T.; Gerrens, H.; Roneis, H.: Zum dynamischen Verhalten von Polymerisationsreaktoren, CIT 37 (1965) Nr. 4, S-392 f.
- /6/ Riederle, K: Polymerisation von Styro, Diss., Dechema 1981.
- /7/ Spalek, O. et al.: Kinetics of the Decomposition of Hydrogen Peroxid in Alkaline Solutions.
- /8/ Mayinger, F.: Stand der thermodynamischen Kenntnisse bei Druckentlastungsvorgängen, CIT 53 (1981) Nr. 6, S. 424-432.
- /9/ Grosse, S.: Design and Sizing of Knock-Out Drums/ Catchtanks for Reactor Emergency Relief Systems. Plant/Operations Progress, Vol.5, No.3, July 1986.
- /10/ Muschelknautz, S.: Protokoll der GVT-Sitzung über "Abscheiden von Flüssigkeiten aus Dampf bei Druckentlastung", München, Inst. f. Thermodynamik A (Mai 1983).
- /11/ Muschelknautz, S.: Vorläufiger Abschlußbericht zum AIF-Forschungsvorhaben "Abscheidung von Flüssigkeit aus Dampf bei Druckentlastung", Inst. f. Thermodynamik A, TU München (1986).
- /12/ Lockhardt, R.W., Martinelli, R.C.: Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes, Chem. Engng. Progr. 45, 39-48 (1949).
- /13/ Baroczy, C.J., Chisholm, D.: Int. J. Heat and Mass Transfer 16, 347 ff. (1973).
- /14/ Friedel, L.: Modellgesetz für den Reibungsdruckverlust in der Zweiphasenströmung, Diss., Technische Universität Hannover, 1974.
- /15/ Herold, R.: Ermittlung der kritischen Geschwindigkeit bei Zweiphasenströmung durch eine Düse, Ingenieurarbeit an der FH Jülich, 1975.