

# Konzept einer Mehrphasenpumpstation zur Förderung von Erdöl-Erdgas-Feststoffgemischen im Offshore Betrieb

Th. Herpel, S. Muschelknautz, F. Mayinger

## Zusammenfassung:

Die weitere Ausbeutung von Erdölvorkommen im Offshore Bereich wird zu kleineren Vorkommen in der näheren Umgebung bereits erschlossener Ölfelder führen. Durch den Einsatz geeigneter Unterwasserpumpverfahren könnte das Öl von den abseits gelegenen Ölfeldern zu zentralen, bereits bestehenden Förderplattformen transportiert und somit vorhandene Infrastruktur zur wirtschaftlichen Erschließung der kleineren Ölvorkommen genutzt werden.

Das zu fördernde Fluid enthält neben Erdöl auch erhebliche Anteile von Erdgas und Feststoff. Deshalb ist der Einsatz herkömmlicher Pumpen mit einem geringen Wirkungsgrad und hohem Verschleiß durch die Feststoffanteile verbunden. Der vorliegende Bericht beschreibt eine Pumpstation, die zunächst die Phasen Öl, Gas und Feststoff separiert. Das Öl wird mit einer Pumpe auf hohen Druck gebracht und als Treibstrahl in einem Injektor mit Gas und Feststoff wiedervermischt. Durch die anschließende Verzögerung der Strömung erfolgt eine Verdichtung des Gemisches. Experimentelle Untersuchungen mit Luft-Wasser-Gemischen weisen die Realisierbarkeit des Verfahrens nach. Die Meßergebnisse flossen in ein Rechenmodell ein, mit dem die Berechnung von Betriebsparametern einer Großanlage möglich ist.

Das Verfahren erweist sich als einsetzbar bis zu volumetrischen Gasgehalten im geförderten Fluid von 50%. Durch das Konzept von Abscheidung und Wiedereinmischung der Feststoffe bleibt die Pumpe vor Verschleiß geschützt. Der Wartungsaufwand mit extrem hohen Kosten im Offshore Bereich kann damit reduziert werden. Für Gasgehalte von wesentlich mehr als 50% wird unter Beibehaltung der Phasenseparation der Einsatz eines Kompressors zur separaten Verdichtung des Gases empfohlen.

Das diesem Bericht zugrundeliegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Bundesministers für Forschung und Technologie unter dem Förderkennzeichen 0326676G gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt liegt beim Autor.

## Autoren:

Dipl.-Ing. Th. Herpel, Universität der Bundeswehr, Werner-Heisenberg-Weg 39, 8014 Neubiberg

Dr.-Ing. S. Muschelknautz, Linde AG, Dr.-Carl-von-Linde-Str. 6, 8023 Höllriegelskreuth

o.Prof. Dr.-Ing. F. Mayinger, Technische Universität München, Arcisstr. 21, 8000 München 2

## 1. Verfahrensbeschreibung

Bei der Förderung von Erdöl im Offshore Betrieb liegt der Bohrlochkopf, der sog. Well Head, in Wassertiefen bis zu 500 m. Das austretende Reservoirfluid fließt aufgrund der im Reservoir vorhandenen Druckenergie zur Förder- und Verarbeitungsplattform. In Abhängigkeit vom vorhandenen Druck können horizontale Entfernungen bis zu maximal 10 km zwischen Bohrung und Plattform überbrückt werden.

Wie eine Studie der BP Exploration Co. Ltd. /1/ zeigt, liegt ein großer Teil der noch unerschlossenen aber förderwürdigen Ölvorkommen in der Nordsee in einem Umkreis von ca. 30 km von bestehenden Plattformen. Die Ausbeutung dieser Vorkommen kann mit der vorhandenen Infrastruktur erfolgen, wenn wirtschaftliche Verfahren zur Unterwasserpumpung des Rohöles und seiner Begleitstoffe zur nächstgelegenen Plattform oder eventuell bis zur Küste verfügbar sind. Aufgrund der extrem hohen Wartungskosten für am Meeresboden installierte Geräte, müssen die eingesetzten Förderverfahren über eine hohe Zuverlässigkeit und lange Wartungsintervalle verfügen.

Am Well Head tritt ein Gemisch aus Erdöl, Wasser, Erdgas und Feststoffen aus. Mit zunehmender Förderdauer steigt der Wassergehalt im Gemisch durch Meerwasser, das in das Reservoir nachfließt, im Extremfall auf fast 100%. Der volumetrische Gasgehalt kann abhängig vom Druck bis zu 90% betragen. Mit einem Schraubenverdichter ließe sich das Gemisch in einer Stufe fördern, der Wirkungsgrad nimmt jedoch mit steigendem Gasgehalt stark ab. Zusätzlich sind Feststoffanteile von 2% bis 3% im Förderstrom vorhanden. Dies führt in einem Schraubenverdichter wegen der kleinen Dichtungsspalte zwischen Spindel und Gehäuse zu starkem Verschleiß und dadurch zu kurzen Standzeiten.

Abb. 1 zeigt das Konzept einer Unterwasserpumpstation, bei der zum Schutz der Förderpumpe Feststoff abgeschieden und nach der Pumpe wieder zugeführt wird.

Das Erdöl tritt in Tiefen von bis zu 3000 m aus dem Reservoir in die Steigleitung ein. Hier kann es zum Mitriß von Sand kommen. Aufgrund des abnehmenden hydrostatischen Druckes und des Reibungsdruckabfalles entgast das Öl am sogenannten Bubble Point. In der oberen Hälfte der Steigleitung bilden die sich vergrößernden Blasen in der Regel eine Kolbenblasenströmung, sodaß am Well Head abwechselnd Gas und Flüssigkeitspropfen, sogenannte 'Slugs' austreten. Diese verlassen den Druckminderer stoßartig mit hoher Geschwindigkeit, was zu Zerstörungen an nachgeschalteten Rohrkrümmern, Ventilen oder Pumpen führen kann. Daher ist der Pumpstation ein sogenannter 'Slug Catcher' vorzuschalten. Dieser dient zugleich als Separator zur Trennung des Gases vom Flüssigkeits-Feststoff-Gemisch.

Im abgehenden Flüssigkeitsstrang trennt ein Hydrozyklon die Feststoffanteile in Form einer

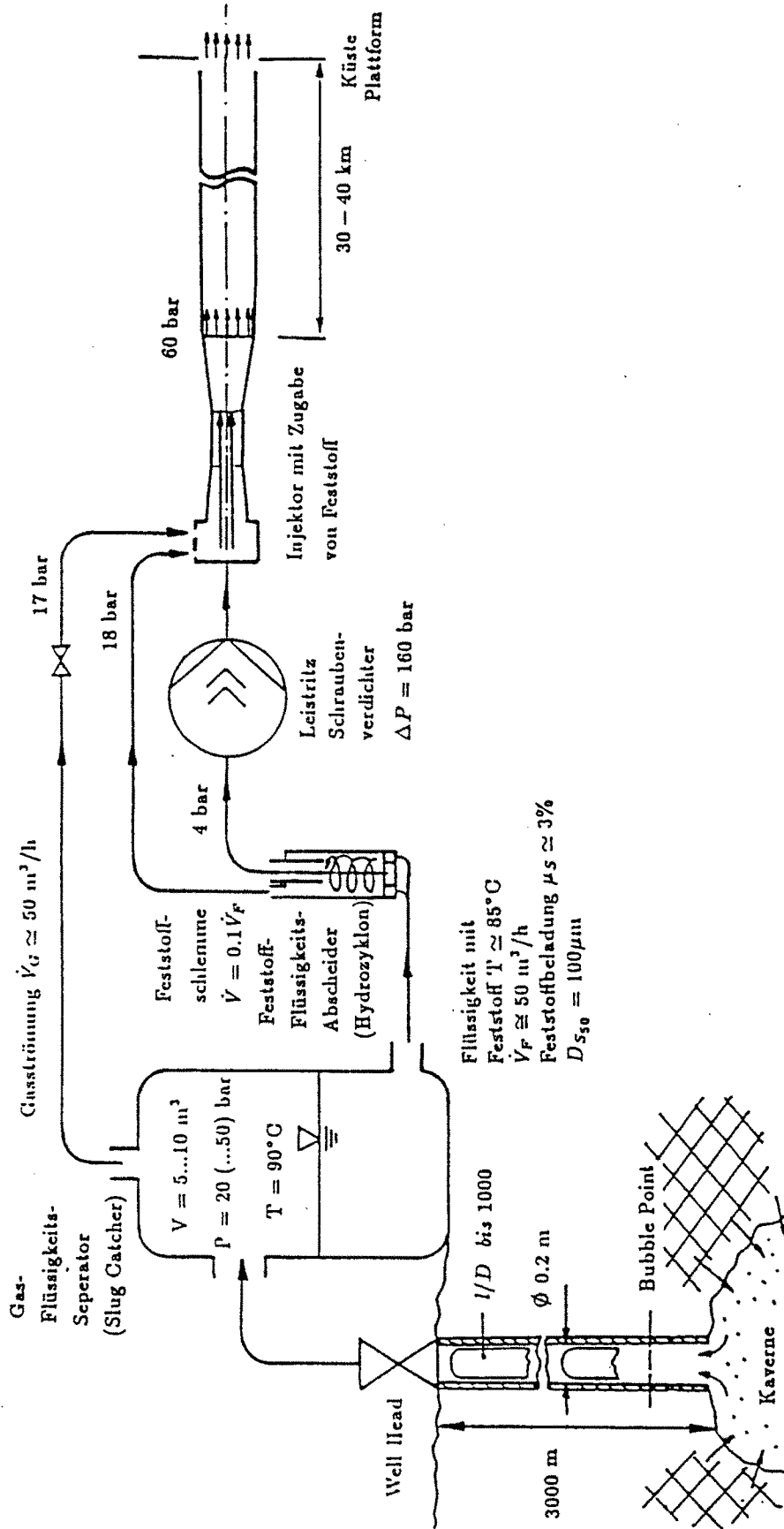


Abb. 1: Mehrphasenpumpstation für Unterwasserbetrieb.

Feststoffschlemme von der Flüssigkeit.

Die von Feststoffen befreite Flüssigkeit wird in einem Schraubenverdichter im Druckniveau beträchtlich angehoben und anschließend in einer Düse entspannt. Mit dem schnellen Flüssigkeitstreibstrahl wird ein Injektor betrieben, in dem das Gas und die Feststoffschlemme angesaugt und mit der Flüssigkeit vermischt werden. Der Druckanstieg findet in der Mischkammer und in einem nachgeschalteten Diffusor durch Verzögerung des Gemisches statt.

Die gegenüber dem Konzept der dreiphasig betriebenen Pumpe zusätzlich erforderlichen Apparate Hydrozyklon und Injektor sind sehr einfach gebaut und besitzen keine beweglichen Teile. Da die Schraubpumpe einphasig betrieben wird, arbeitet sie mit maximalem Wirkungsgrad und geringem Verschleiß.

Schwerpunkt der hier vorgestellten Arbeiten war die Entwicklung einer Flüssigkeitsstrahlpumpe, die bei hohen Gasanteilen gleichzeitig die Kompression auf hohe Drücke erlaubt.

## 2. Charakteristische Daten der Ölreservoirs

Für Erdöle lassen sich keine einheitlichen Stoffdaten angeben. Sowohl die Dichte und Viskosität als auch die Zustände am Well Head wie Druck, Temperatur, Gasgehalt und Verunreinigungen variieren stark zwischen den einzelnen Ölreservoirs.

In den Literaturstellen /2/ bis /9/ werden gemessene Stoffdaten verschiedener Reservoirfluide angegeben und empirische Zustandsgleichungen diskutiert.

Vortmeyer /10/ gibt eine Tabelle mit zehn beispielhaft ausgewählten Reservoirfluiden an, welche die Bandbreite gängiger Ölvorkommen abdecken. Abb. 2 zeigt für diese Öle die Abhängigkeit des volumetrischen Gasgehaltes  $\epsilon$  vom Druck  $p$ . Mit abnehmendem Druck steigt der Gasanteil zum Teil sehr stark an. Auf den Kurven ist der Zustand des jeweiligen Fluids am Well Head markiert. Die Zustandslinien geben folglich rechts des Well Head Punktes die Qualität des Öl-Gas-Gemisches in der Steigleitung wieder. Links der markierten Punkte zeigen die Kurven die Gasgehalte, die in der hinter dem Well Head installierten Pumpstation auftreten können.

Der Einbau einer Pumpanalge ist nur bei solchen Fluiden sinnvoll, deren Druck am Bohrlochkopf nicht ausreicht, um den Transport zur nächsten Verarbeitungsstation zu gewährleisten. Für die Betrachtungen einer Mehrphasenpumpstation wurde der Druckbereich daher auf Well Head Drücke bis 50 bar beschränkt. Ziel der Untersuchungen war die Entwicklung eines Injektors zur Bewältigung von Gasgehalten bis maximal 70%. Somit ergibt sich das in

Abb. 2 eingetragene Betriebsfeld. Innerhalb des Feldes liegen die Kurven für die Öle Nr. 1 bis Nr.5, die zur Verpumpung in der hier vorgeschlagenen Mehrphasenpumpstation in Frage kommen.

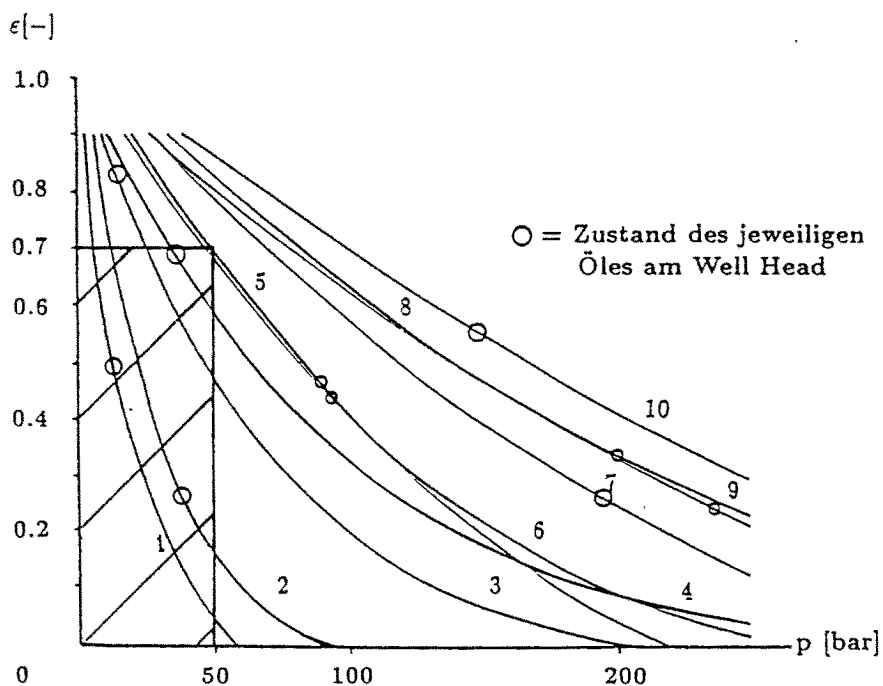


Abb. 2: Volumetrischer Gasgehalt in Abhängigkeit vom Druck für 10 typische Ölorkommen nach /10/.

### 3. Versuchsanlage

Abb. 3 zeigt die Versuchsanlage, die alle Komponenten der Mehrphasenpumpstation enthält. Als Versuchsflüssigkeiten wurden Wasser und Wasser-Glycerin-Gemische mit erhöhter Viskosität verwendet. Das Gas wurde durch Luft simuliert.

Ein Druckbehälter mit 1 m<sup>3</sup> Inhalt dient als Gas-Flüssigkeitsseparator und entspricht dem Slug Catcher in der Großausführung.

Die separierte Flüssigkeit wird am Boden abgezogen und strömt in den Fest-Flüssig-Abscheider. Dort erfolgt die Trennung in einen Haupt- und einen Schlemmestrom. Im Versuchsstand wurde als Separator ein Hydrozyklon verwendet, der vom Institut für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Stuttgart speziell für diesen Zweck entwickelt wurde /11/.

Der Hydrozyklon wurde hier nur eingesetzt, um die Funktionsfähigkeit des Gesamtkonzeptes nachzuweisen. Auf die Verwendung von Feststoff konnte aus folgendem Grund verzichtet werden: Das Abscheideverhalten des Zyklons ist aus den Arbeiten an der Universität Stuttgart bekannt. Die Dichte der separierten Feststoffschlemme liegt nur etwa 20% über der

Dichte der reinen Flüssigkeit. Es wurde daher für die Erprobung des Injektors und der Gesamtanlage die Feststoffschlemme mit einem um 20% erhöhten Flüssigkeitsstrom simuliert, der etwa 1/10 des Gesamtvolumenstroms entsprach.

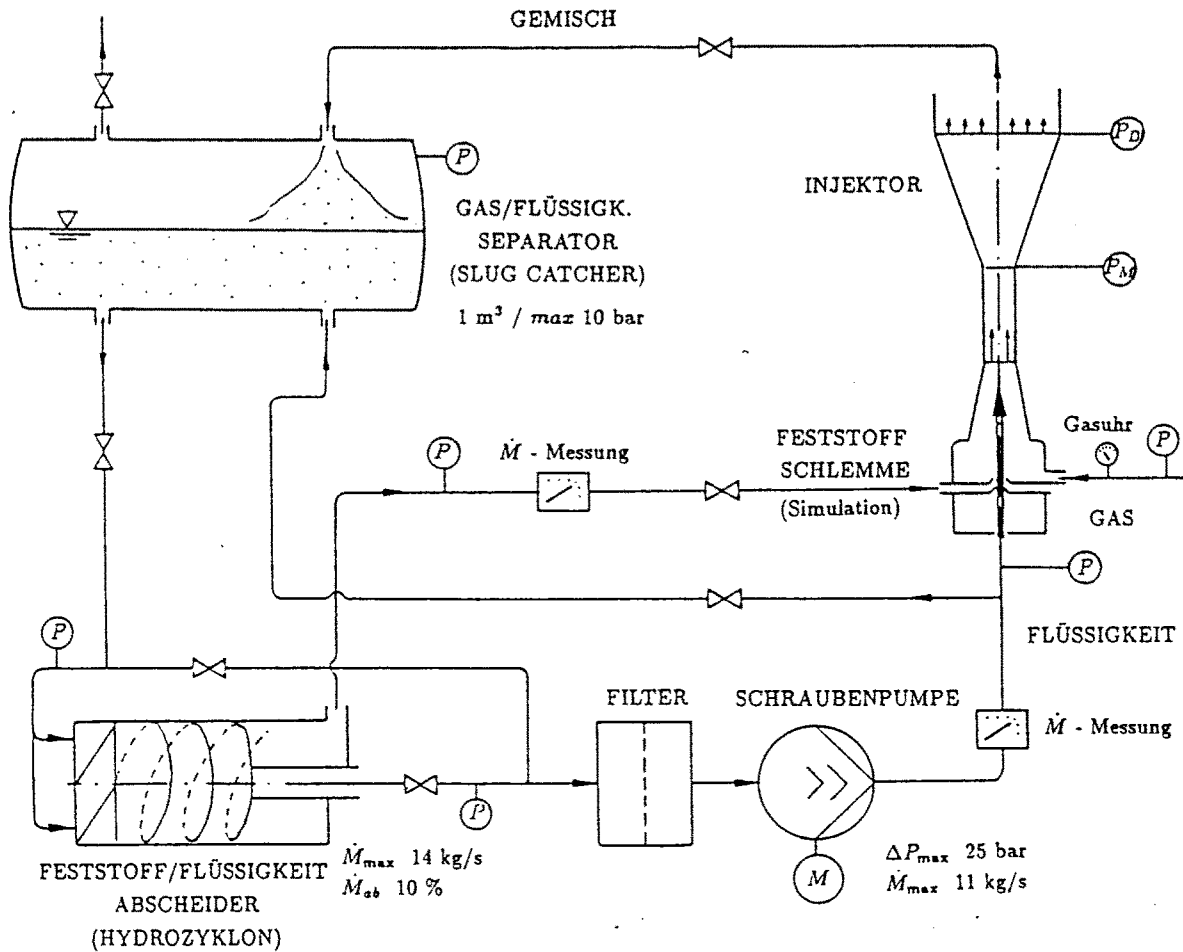


Abb. 3: Versuchsanlage.

Mit Hilfe eines variablen Bypassstromes läßt sich der Massenstrom im Hydrozyklon einstellen. Der Hauptstrom gelangt über einen Filter zur Pumpe. Es handelt sich um eine Leistritz Schraubepumpe mit einer Antriebsleistung von 37 kW. Der Maximaldurchsatz beträgt 11 l/s bei einer Druckerhöhung von 25 bar. Massenstrom und Druck der zum Injektor strömenden Flüssigkeit lassen sich über ein Bypassventil regeln. Der Schlemmestrom aus dem Abscheider fließt über eine Massenstrommessung direkt dem Injektor zu. Gas, in diesem Fall Luft, wird über eine Gasuhr zur Volumenstrombestimmung aus der Umgebung angesaugt. Alternativ kann der Injektor mit Druckluft mit bis zu 3 bar gespeist werden. Der Injektor vermischt und verdichtet die drei Teilströme zu einem zweiphasigen homogenen Gemisch.

Ein Ventil, das dem Injektor nachgeschaltet ist, simuliert den Druckabfall, der im Original in der nachfolgenden Pipeline auftreten würde. Das Gemisch gelangt anschließend wieder in den Separator. Damit ist der Flüssigkeitskreislauf geschlossen, die Anlage kann stationär betrieben werden. Der Gaskreislauf schließt sich über die Atmosphäre.

## 4. Injektor

### 4.1 Funktionsprinzip

Abb. 4 zeigt den Aufbau des Injektors und den axialen Druckverlauf. Die Flüssigkeit wird in der Düse zu einem Strahl kleinen Durchmessers aber hoher Geschwindigkeit beschleunigt. Durch Schubspannungsübertragung am Treibstrahl wird Gas beschleunigt und aus der Ansaugkammer in das Mischrohr mitgerissen. Der Druck im Mischrohr bleibt nahezu konstant, solange der Strahl kompakt und von der konzentrischen Gasströmung umschlossen ist. Aufgrund der Impulsübertragung zwischen Gas und Flüssigkeit wird die Oberfläche des Strahles stärker abgebremst als der Kern. Die Strahloberfläche wird wellig, es kommt zu

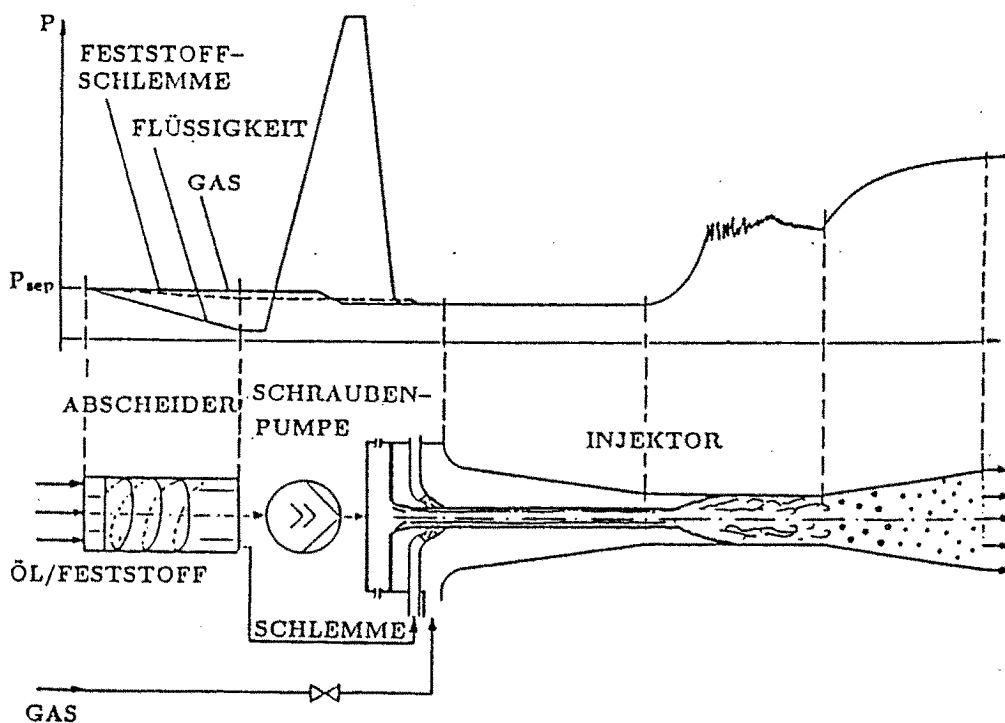


Abb. 4: Qualitativer Druckverlauf.

Entrainment. Die eigentliche Vermischung zwischen Gas und Flüssigkeit findet durch

schlagartiges Aufreißen des Strahles im sogenannten Mischungsschock statt. Dabei wird die Flüssigkeit stark abgebremst, bildet die umgebende Phase, der Druck steigt, das Gas wird verdichtet. Im Bereich des Mischungsschocks schwankt der Druck sehr stark. Erst weiter stromabwärts, wenn sich ein annähernd homogenes zweiphasiges Gemisch ausgebildet hat, stabilisiert sich der Mischrohrdruck. Der Einfluß einer mitangesaugten Schlemme wird zunächst noch vernachlässigt.

Das Fluid besitzt auch nach der Mischung noch hohe kinetische Energie, die in einem anschließenden Diffusor zum Teil wieder in Druckenergie umgesetzt wird.

Liegt am Ende der Strahlpumpe kein Gegendruck an, so platzt der Strahl erst sehr spät auf, in der Regel im Diffusor. Die geförderte Gasmenge nimmt ein Maximum an. Mit steigendem Gegendruck wandert der Mischungsschock in der Strahlpumpe in Richtung der Einlaßseite. Ist der Maximaldruck erreicht, so liegt der Mischungsschock in der Ansaugkammer und es kann kein Gas mehr angesaugt werden.

Grundlegende Untersuchungen an Flüssigkeitsstrahlpumpen wurden von Cunningham /12/ und Dopkin /13/ durchgeführt.

#### 4.2 Düsengeometrie

Um möglichst viel Gas ansaugen zu können, ist eine große Mantelfläche des Flüssigkeitstreibstrahles zur Schubspannungsübertragung an das Gas anzustreben. Das läßt sich mit Viellochdüsen, Abb. 5, erzielen.

Bei den hier vorliegenden Mengenströmern führt dies jedoch zu sehr kleinen Lochdurchmessern im Bereich von 1 mm bis 2 mm. Im Offshore Betrieb besteht die Gefahr einer Verstopfung durch die im Öl enthaltenen Parafine.

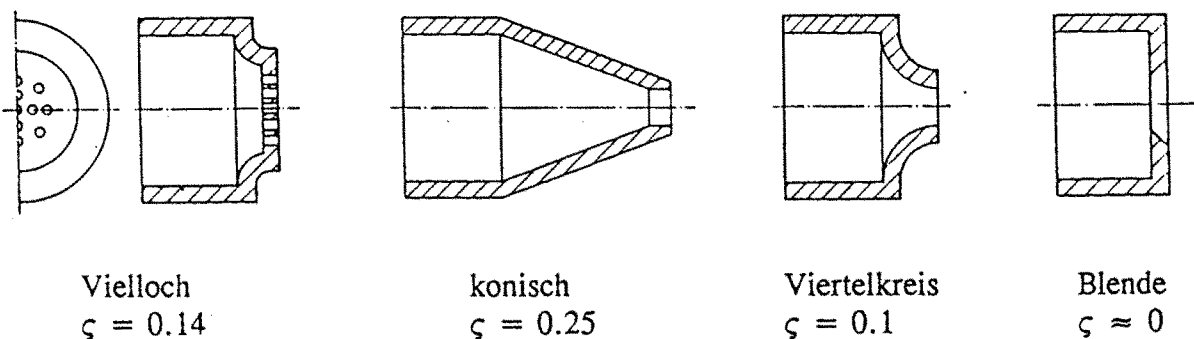


Abb. 5: Düsengeometrien für den Versuchsinjektor und zugehöriger Druckverlustbeiwert  $\zeta$ .

Lange konische Düsen und auch Viertelkreisdüsen nach Abb. 5 wurden von Dopkin /13/



getestet. Mit zunehmender Länge der Düse bildet sich eine wachsende Grenzschicht aus, so daß die Geschwindigkeit an der Strahloberfläche nach dem Verlassen der Düse deutlich kleiner als im Kern ist. Daher arbeiten diese Düsenformen nach /13/ weniger effektiv als eine Düse in Form einer Blende. Die einfache Geometrie gewährleistet hohe Geschwindigkeiten auch am Strahlrand und weist außerdem aufgrund der Strahlkontraktion einen Öffnungsdurchmesser auf, der 30% über dem Strahldurchmesser liegt. Eine hohe Sicherheit gegen Verstopfen ist damit gewährleistet. Im Versuchsinjektor kam daher überwiegend eine Blende zum Einsatz.

#### 4.3 Flächenverhältnis und Einlaufgeometrie

Die Basisausführung des Versuchsinjektors wies ein zylindrisches Mischrohr mit einem konstanten Innendurchmesser von 15 mm auf. Die Länge des Rohres konnte variiert werden. Der Öffnungswinkel des Diffusors betrug bei allen Versuchen  $8^\circ$  bei einer Länge von 270 mm.

Mit einer Viertelkreisdüse von 11 mm Durchmesser ergibt sich das Verhältnis der Querschnittflächen  $A_F/A = 0.55$ . Abb. 6 zeigt den gemessenen Druckgewinn  $\Delta p_G$  über den ganzen Injektor, dimensionslos dargestellt mit der Pumpendruckdifferenz  $\Delta p_P$ . Dieser Druckquotient ist aufgetragen über dem Verhältnis von Gas- zu Flüssigkeitsmassenstrom  $\mu_G = \dot{M}_G/\dot{M}_F$  in der Strahlpumpe. Angegeben sind die Meßwerte für Pumpendruckdifferenzen von 8 und 15 bar. Versuchsmedien waren Wasser ohne Zusätze und Luft. Bei Gasgehalten bis zu  $\mu_G = 0.7 \cdot 10^{-3}$  liegt der Druckgewinn  $\Delta p_G/\Delta p_P$  bei etwa 0.6, d.h. der Druckanstieg im Injektor beträgt 60% der Pumpendruckdifferenz. Über diesen Punkt hinaus sind höhere Gasgehalte nur bei wesentlich niedrigeren Injektorendrücken möglich, wie die Kurve für 8 bar Pumpendruck zeigt.

Ein höherer Gasanteil ist möglich durch Vergrößerung der Eintrittsfläche für das Gas. Abb. 7 erläutert dies an Hand einer einfachen Überlegung: Im Mischrohr muß das Gas an der Strahloberfläche die Flüssigkeitgeschwindigkeit annehmen. An der Rohrwand ist die Geschwindigkeit des Gases gleich Null. Das Geschwindigkeitsprofil entspricht in den Optimalpunkten des Injektorbetriebs etwa dem in Abb. 7 gezeigten Dreieck. Es ist ersichtlich, daß eine Vergrößerung der Eintrittsfläche für das Gas einen Anstieg des Gasdurchsatzes zur Folge haben muß. Das führt zu einem kleineren Flächenverhältnis  $A_F/A$ .

Die Versuchsergebnisse für  $A_F/A=0.34$  sind ebenfalls in Abb. 6 eingetragen. Es werden damit deutlich höhere Gasanteile von  $\mu_G = 1.5 \cdot 10^{-3}$  bei einem Druckgewinn von  $\Delta p_G/\Delta p_P \approx 0.4$  erreicht.

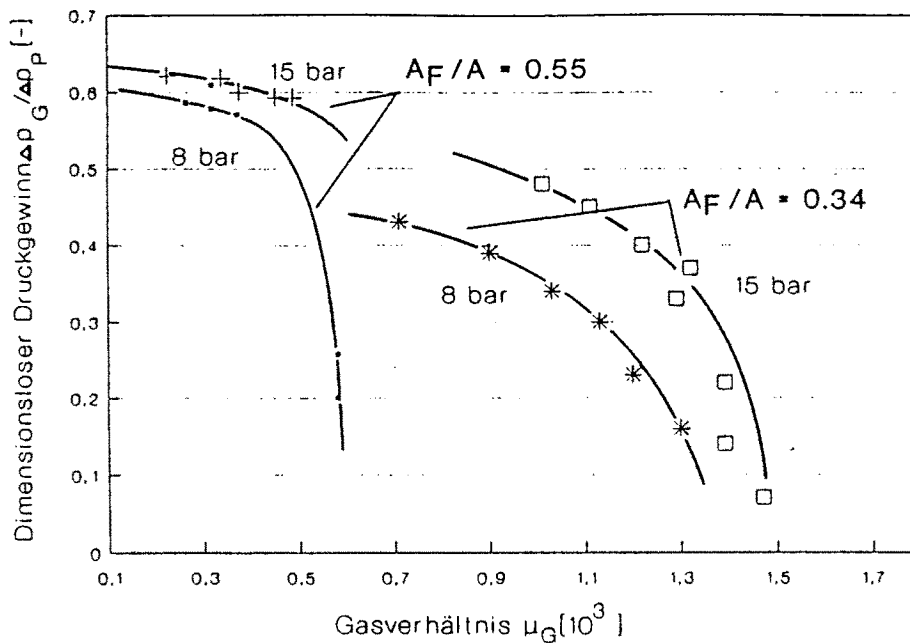


Abb. 6: Druckanstieg im Injektor für Wasser und Luft bei unterschiedlichen Flächenverhältnissen  $A_F/A$  und Pumpendrücken von 8 bar und 15 bar.

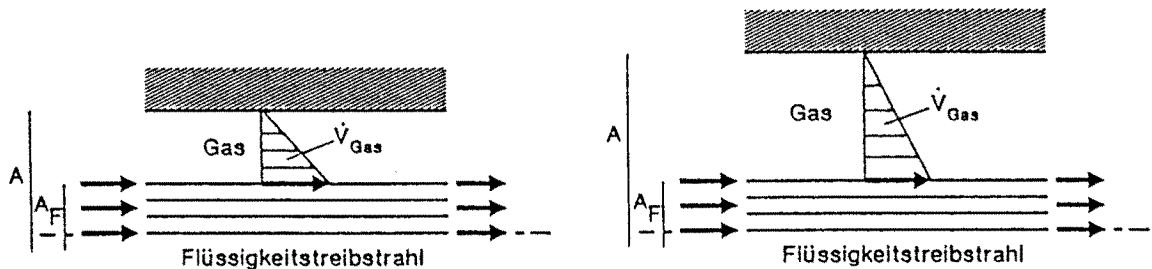


Abb. 7: Variation der Gaseintrittsfläche des Mischrohres.

Eine weitere Vergrößerung der Gaseintrittsfläche bzw. eine Minimierung des Ansaugwiderstandes ist mit einem konischen Einlauf in die Mischstrecke möglich. Die Länge des Konus ist so gewählt, daß der Treibstrahl erst im zylindrischen Teil des Mischrohres aufplatzt. Das Flächenverhältnis bleibt daher im zylindrischen Teil des Mischrohres unverändert. Die bei diesen Versuchen verwendete Blende wurde so gewählt, daß sich der gleiche Strahldurchmesser wie bei der Viertelkreisdüse einstellt. Bei nur geringfügig kleinerem Enddruck kann gegenüber einem Mischrohr ohne konischen Einlauf ein ca. 10% größerer Gasanteil gefördert werden.

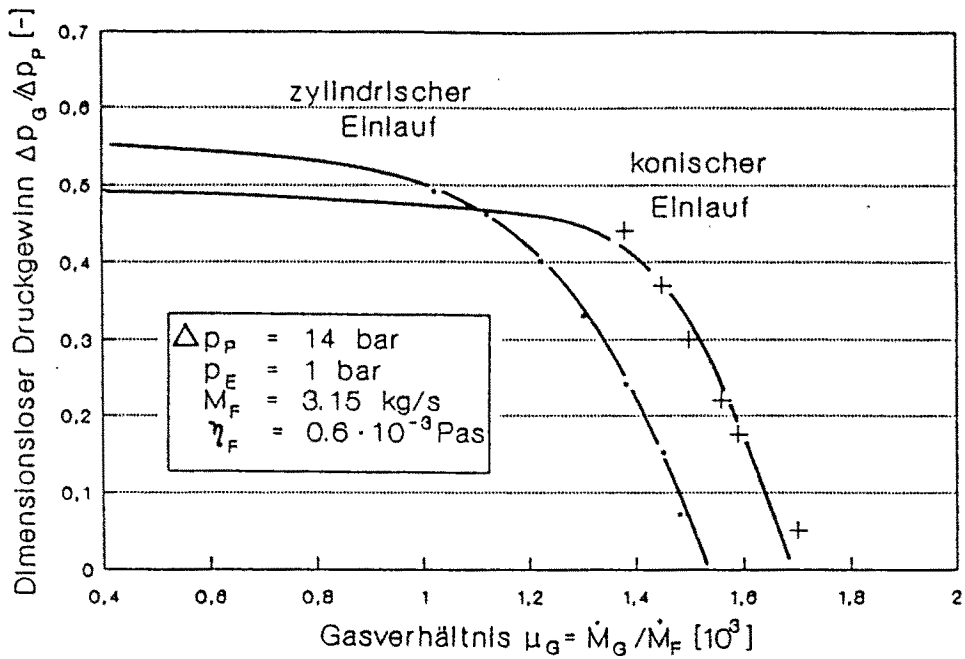


Abb. 8: Vergleich der Meßwerte für zylindrisches und konisches Einlaufrohr.

#### 4.4 Betrieb bei verschiedenen Gasdichten

Zur Untersuchung des Verhaltens der Strahlpumpe bei höheren Gasdichten wurde der Injektor mit Druckluft bei Absolutdrücken von 2 und 3 bar gespeist. Um die Strahlggeschwindigkeit, die mit der Druckdifferenz zwischen Pumpen- und Kammerdruck festliegt,

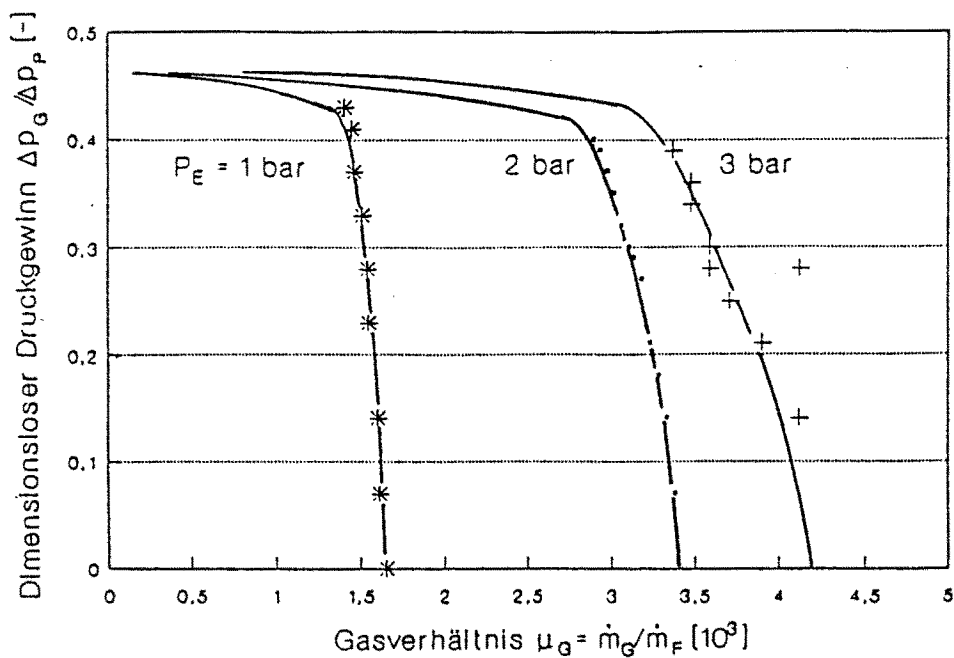


Abb. 9: Im Injektor geförderter massenbezogener Gasanteil bei variablem Gasdruck.

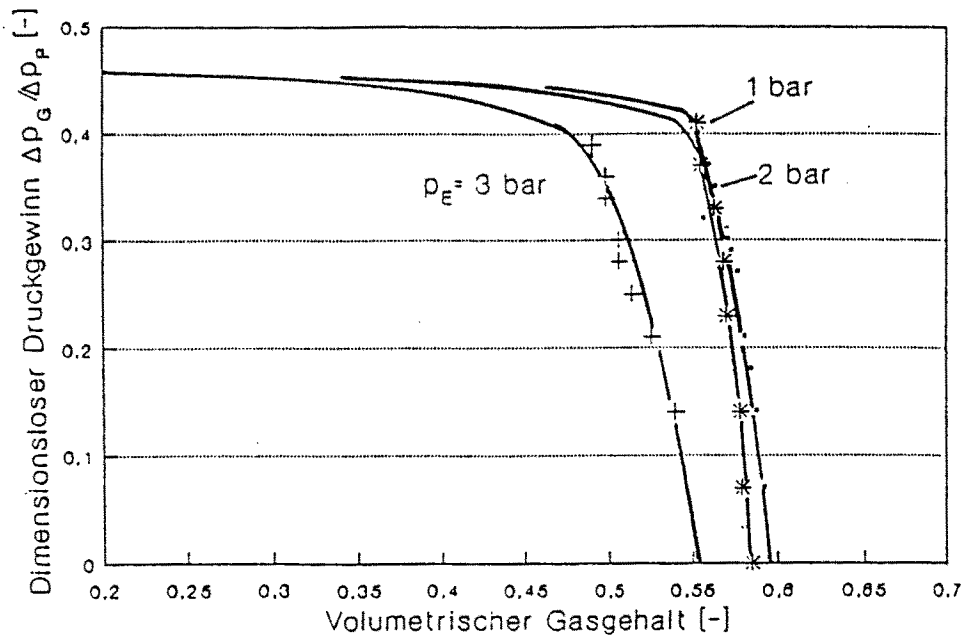


Abb. 10: Im Injektor geförderter volumetrischer Gasgehalt bei variablem Gasdruck.

konstant zu halten, wurde der Pumpenenddruck entsprechend erhöht. Der geförderte Gas-massenanteil steigt mit zunehmendem Gasdruck aufgrund der höheren Gasdichte, Abb. 9. Werden die Meßwerte über dem volumetrischen Gasgehalt  $\epsilon$ , wie er vor dem Injektor unter der Annahme gleicher Phasengeschwindigkeiten vorliegen könnte, aufgetragen, so zeigt sich, daß bei Gasdichten von 1.2, 2.4 und 3.6 kg/m<sup>3</sup> annähernd das gleiche Gasvolumen gefördert und komprimiert wird, Abb. 10. Mit steigender Gasdichte muß jedoch im Einlauf bei gleichem Volumen eine größere Masse beschleunigt werden. Da der zur Beschleunigung verfügbare Impuls des Treibstrahles konstant bleibt, kann die angesaugte Gasmenge mit ansteigender Gasdichte nicht unbegrenzt anwachsen. Bei einem Gasdruck von 3 bar wird dieser Einfluß bereits sichtbar; der volumetrische Gasanteil geht zurück.

#### 4.5 Schlemmeeinspeisung

Die Feststoffschlemme - hier simuliert durch etwa 10% des Flüssigkeitsstromes - ist dem Gemisch nach der Schraubenpumpe an der Stelle des niedrigsten Druckes wieder zuzuführen. Das bedeutet, daß die Einmischung noch vor dem Mischungsschock vorzunehmen ist.

Untersucht wurde zunächst die Einspritzung in das Mischrohr kurz vor dem Mischungsschock, siehe Abb. 11a. Bei richtiger Platzierung ist dort nur ein geringer Überdruck von ca. 1 bar gegenüber dem Gasdruck im Einlauf zur Einspritzung erforderlich. Die Treibstrahlge-

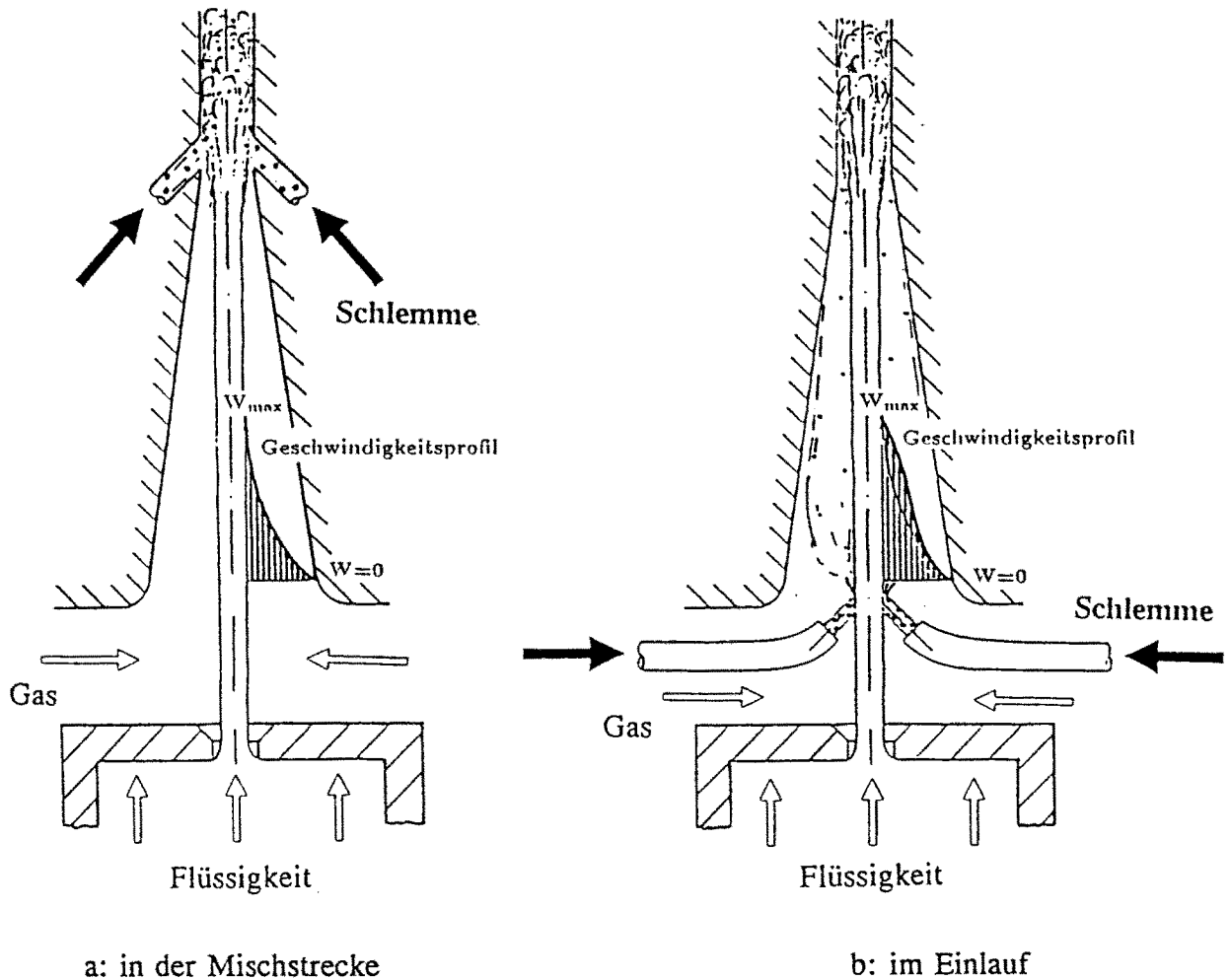


Abb. 11: Möglichkeiten der Schlemmeeinspeisung.

schwindigkeit ist aber schon vermindert, eine unnötige Beschleunigung und anschließende Verzögerung der eingebrachten Schlemme wird somit vermieden. Das äußert sich durch einen Druckanstieg, der etwa auf dem Niveau eines Injektors ohne Schlemmeeinspeisung liegt, siehe Abb. 12. Jedoch sinkt das Gasverhältnis, da wohl die Einbindung des Gases in die Flüssigkeit im Mischungsschock durch die Schlemmestrahlen behindert wird.

Eine Alternative besteht darin, die Feststoffschlemme, wie in Abb. 11b gezeigt, in der Ansaugkammer an den Strahl anzulagern. Bei richtiger Anordnung der beiden Schlemmestrahlen können im Einlaufkonus Tropfen vom Treibstrahl abgerissen werden, die wiederum Gas um den Strahl herum beschleunigen. Um 10% höhere massenbezogene Gasgehalte sind aufgrund dieses Effektes möglich. Jedoch bedarf es dazu einer Optimierung von Einspritzwinkel, Strahldurchmesser und Strahlgeschwindigkeit für den Schlemmestrom. Mit einem

geringen Überdruck von 0.5 bar zur Schlemmeinspritzung erreichen die Schlemmestrahlen eine Geschwindigkeit von ca. 9 m/s. In der Versuchsanlage entspricht dies etwa 20% der Treibstrahlgeschwindigkeit. Aufgrund der erhöhten Wandreibung im Einlauf und durch die notwendige Beschleunigung der Schlemme auf der Distanz zwischen Einspritzung und Mischungsschock ist mit einem geringeren Druckgewinn im Injektor zu rechnen. Die Meßwerte

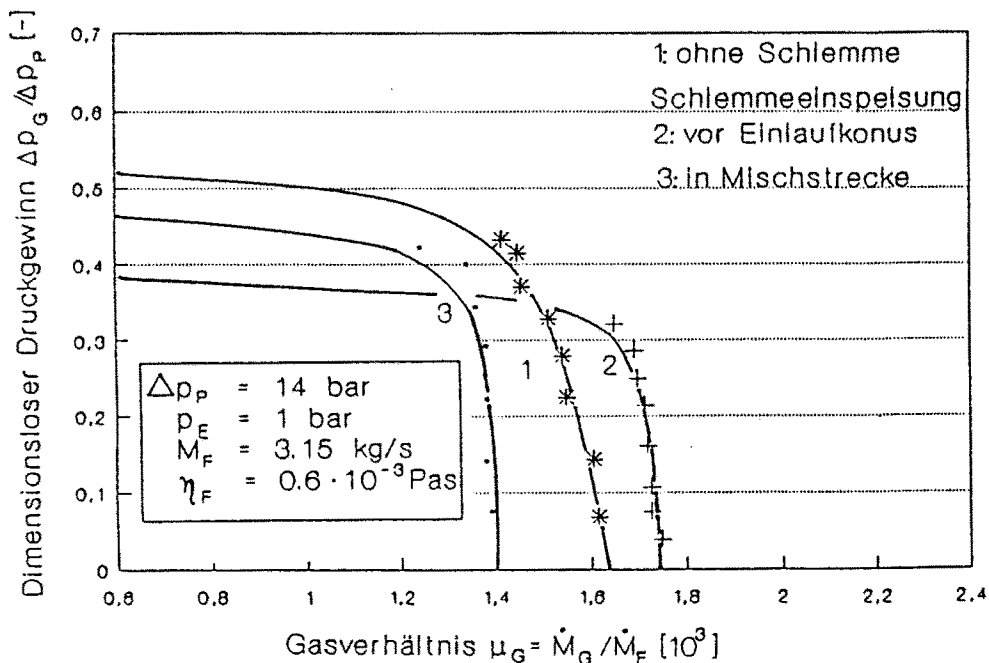


Abb. 12: Druckanstieg und Gasgehalt im Injektor für verschiedene Einspritzkonzepte.

in Abb. 12 bestätigen dies. Da das hier vorgeschlagene Pumpenkonzept vorwiegend zur Förderung von Fluiden mit geringem Druckniveau am Well Head und somit hohen Gasgehalten dienen wird, wurde die zuletzt genannte Einspritzvariante favorisiert.

#### 4.6 Höherviskose Flüssigkeit - Auswirkungen auf die Mischrohrlänge

Mit einem Glycerin-Wasser-Gemisch wurde in der Versuchsanlage eine Flüssigkeitsviskosität von  $8 \cdot 10^{-3}$  Pa's eingestellt. Im Vergleich zu den Untersuchungen mit Wasser bedeutet das eine Viskositätserhöhung um den Faktor 12. Dies äußert sich in einem veränderten Verhalten des Treibstrahles. Aufgrund der höheren Zähigkeit des Fluids sind für Entrainment und Aufplatzen des Strahles höhere Kräfte erforderlich. Bei mit Wasserversuchen vergleichbaren Massenströmen und Geschwindigkeiten erreicht der höherviskose Treibstrahl eine wesentlich längere Laufstrecke bis zum Auftreten des Mischungsschocks, entsprechend ist die Länge des Mischrohres anzupassen. Der Strahl bleibt bis zur Vermischung kompakt. Es fehlen abgelöste Tropfen, die zur Beschleunigung des Gases im Einlauf beitragen. Auch im

Mischungsschock kann vermutlich aufgrund der höheren Zähigkeit das Gas nicht so gut von Flüssigkeit umschlossen, komprimiert und abtransportiert werden. Die gemessenen Gasgehalte waren ca. 20% kleiner als bei Wasserversuchen. Auch der Druckanstieg im Injektor reduziert sich, da größere Reibungsverluste im zweiphasig durchströmten Teil der Mischstrecke auftreten.

In Abb. 13 sind Meßergebnisse bei unterschiedlichen Mischstreckenlängen aufgetragen. Es

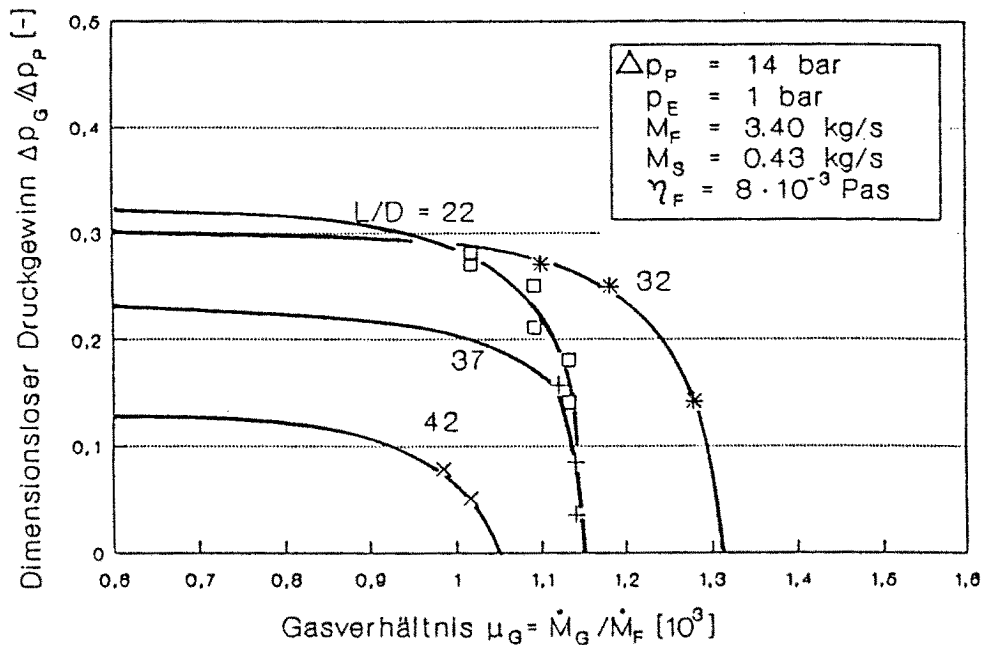


Abb. 13: Druckanstieg und Gasgehalt im Injektor mit höherviskosem Fluid und Schlemmeinspritzung.

ist das Verhältnis Länge zu Durchmesser,  $L/D$ , des Mischrohres angegeben. Alle Versuche wurden mit simulierter Schlemmeinspeisung im Einlauf der Strahlpumpe durchgeführt. Ein optimales Verhältnis von Druckanstieg und Gasdurchsatz wird bei der dimensionslosen Länge  $L/D = 32$  erreicht. Im Maximum ist das Druckverhältnis  $\Delta p_G/\Delta p_P = 0.28$ . Das maximale Gasverhältnis  $\mu_G = 1.1 \cdot 10^{-3}$  würde vor dem Injektor einem volumetrischen Gasgehalt von  $\epsilon = 48\%$  entsprechen.

Wie die gemessenen axialen Druckverläufe, die in /14/ näher erläutert werden, zeigten, ist der Mischungsschock bei längeren Mischrohren bereits vor dem Ende des Rohres abgeschlossen. Im verbleibender Teil bis zum Diffusor entsteht ein beträchtlicher Reibungsdruckverlust, der den Gesamtdruckanstieg bedeutend einschränkt. Es ist deshalb darauf zu achten, daß der Mischungsschock erst im Endbereich des Mischrohres auftritt.

#### 4.7 Grenzen des Gasanteils im Injektor

Versuchsweise wurde auch ohne Ansaugkammer gearbeitet, um den Ansaugwiderstand auf ein Minimum zu reduzieren. Hierbei riß der Flüssigkeitsstrahl die Luft direkt aus der Umgebung mit. Druckverluste in Zuleitungen, die eine Drossel für den Gasstrom darstellen, wurden damit vermieden. Es war jedoch keine Steigerung des Gasanteiles meßbar.

Die verbleibende, den Gasdurchsatz begrenzende Stelle ist der Mischungsschock. In Detailversuchen wurde die Kompression und Einbindung des Gases im Mischungsschock näher untersucht. Dazu wurde eine parallele Strömung von Flüssigkeitstrahl und konzentrischem Gasing bei gleicher Geschwindigkeit beider Phasen eingestellt. Folglich war keine Impulsübertragung zur Beschleunigung des Gases notwendig. Ein in die Strömung eingebrachter Störkörper ließ den Flüssigkeitstrahl in Tropfen und Lamellen aufplatzen. Es kam zur Vermischung der Phasen bei lokalem Druckanstieg. Gleichzeitig sank jedoch mit der Einleitung des künstlichen Mischungsschocks der Gasdurchsatz in der Meßstrecke. D.h. es gelang nur mit Einbußen im Gasdurchsatz, die Strömung von Gas und Flüssigkeit von niedrigem Druck und hoher Geschwindigkeit in den gewünschten Zustand hohen Druckes bei kleiner Geschwindigkeit zu überführen. Der Impulssatz würde diesen Zustand - ohne Berücksichtigung der Wandreibung im Bereich des Mischungsschocks - zulassen. Das Experiment zeigt aber, daß der Gasdurchsatz im Mischungsschock begrenzt ist.

### 5. Berechnungsverfahren für Versuchs- und Offshore Anlage

#### 5.1 Rechenmodell für den Versuchsinjektor

Im Injektor wird Gas teils durch Schubspannungsübertragung am Treibstrahl und teils durch abgelöste Tropfen und Flüssigkeitslamellen beschleunigt. Im Mischungsschock erfolgt ein plötzlicher Druckanstieg. Diese Vorgänge sind einer detaillierten Berechnung, z. B. durch Betrachtung infinitesimaler Elemente nur schwer oder überhaupt nicht zugänglich.

Möglich und sinnvoll ist eine Bilanz über das Mischrohr der Treibstrahlpumpe. Da der wesentliche Vorgang die Impulsübertragung zwischen den sich mischenden Teilströmen ist, erfolgt eine Impulsbilanz.

Die Pumpe fördert die Flüssigkeit mit der Dichte  $\rho_F$  auf den bekannten Druck  $p_P$ . In der Düse entspannt das Fluid auf den Druck  $p_E$  und wird auf die Strahlgeschwindigkeit  $w_F$  beschleunigt. Mit der Energiegleichung und der Annahme isothermer inkompressibler



Entspannung ergibt sich unter Vernachlässigung der sehr geringen kinetischen Energie vor der Düse der Zusammenhang

$$p_P - p_E = \frac{\rho_F}{2} \cdot w_F^2 \quad (1)$$

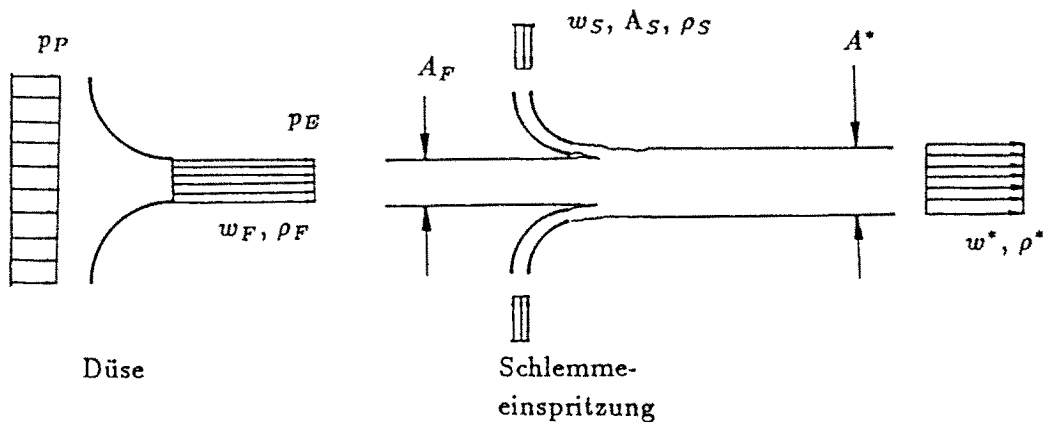


Abb. 14: Vereinfachtes Modell für die Vermischung von Treibstrahl und Schlemme.

Nachdem der Flüssigkeitstreibstrahl mit der Geschwindigkeit  $w_F$ , der Querschnittsfläche  $A_F$  und der Dichte  $\rho_F$  die Düse verlassen hat, erfolgt die erste Vermischung mit den Schlemmeströmen, Abb. 14. Die Schlemme besitzt analog die Größen  $w_S$ ,  $A_S$ ,  $\rho_S$ . Wie die Versuche gezeigt haben, läuft die Vermischung bei konstantem Druck ab. Die Impulsbilanz vereinfacht sich wie folgt:

$$\rho_F \cdot w_F^2 \cdot A_F + \rho_S \cdot w_S^2 \cdot A_S = \rho^* \cdot w^{*2} \cdot A^* \quad (2)$$

Die mit \* markierten Größen kennzeichnen den neuen, etwas verlangsamten, mit anderem Querschnitt und veränderter Dichte behafteten Treibstrahl.

Nach abgeschlossener Vermischung ist die Flüssigkeitgeschwindigkeit  $w_F$  gleich der Schlemmegeschwindigkeit  $w_S$ . Wird weiterhin das Verhältnis von Schlemme- zu Flüssigkeitsmassenström

$$\mu_S = \frac{\dot{M}_S}{\dot{M}_F} \quad (3)$$

eingeführt, so läßt sich die mittlere Dichte  $\rho^*$  wie folgt darstellen:

Unter Beachtung der Massenerhaltung bei der Vermischung der Teilströme ergibt sich die Querschnittsfläche des neuen Strahles zu

wenn man das Flächenverhältnis  $A_S/A_F$  als gegebene Konstante einführt. Mit Kenntnis von

$$\rho^* = \frac{\rho_S \cdot \rho_F (1 + \mu_S)}{\rho_S + \rho_F \cdot \mu_S} \quad (4)$$

$$A^* = \frac{\rho_F}{\rho^*} \cdot \frac{(1 + \mu_S)^2}{(1 + \mu_S^2 \cdot \frac{\rho_F}{\rho_S} \cdot (1/\frac{A_S}{A_F}))} \cdot A_F \quad (5)$$

$\rho^*$  und  $A^*$  läßt sich aus (2) die Geschwindigkeit  $w^*$  des neuen Treibstrahles ermitteln. Für den vorvermischten Treibstrahl kann ein ideeller Pumpendruck

$$p_P^* = p_E + \frac{\rho^*}{2} \cdot w^{*2} \quad (6)$$

in Analogie zu Gleichung (1) definiert werden.

Der aus der Vorvermischung resultierende Treibstrahl tritt zusammen mit Gas der Geschwindigkeit  $w_G$  in das Mischrohr ein. Es herrscht am Eintritt der Druck  $p_E$ . Am Ende des Mischrohres liegt beim Druck  $p_M$  ein zweiphasiges Gemisch mit der Geschwindigkeit  $w_M$  vor. Die Austrittsfläche des zylindrischen Teiles der Mischstrecke ist  $A$ .

Die Geschwindigkeiten  $w^*$ ,  $w_G$  und  $w_M$  sind über die jeweiligen Querschnitte gemittelte Geschwindigkeiten. Tatsächlich liegen aber parabel- und hyperbelförmige Geschwindigkeitsprofile vor, die einen vom Rechteckprofil abweichenden Impulsstrom aufweisen. Zur Korrektur werden die aus der Literatur bekannten Impulsbeiwerte  $\beta$  in die Impulsbilanz eingeführt.  $\beta$  beträgt minimal 1.02 für ein ausgebildetes turbulentes Profil, bei laminarer Strömung gilt  $\beta = 1.33$ .

Der Treibstrahl besitzt am Eintritt in die Mischstrecke ein nahezu rechteckiges Geschwindigkeitsprofil, es ist daher  $\beta^* = 1$  zu setzen. Das Geschwindigkeitsprofil des Gases ist nur näherungsweise bekannt und aufgrund geringer Dichte und Geschwindigkeit nicht meßbar. Da der Impuls des Gases sehr klein ist, kann  $\beta_G$  vernachlässigt, d.h. zu eins angenommen werden. Messungen der Geschwindigkeitsverteilung am Ende des Mischrohres ergaben Werte für den Impulsbeiwert von  $\beta_M = 1.1$ .

Das Fluid überträgt eine Kraft in axialer Richtung auf die Struktur des Injektors, die sich aus zwei Komponenten zusammensetzt: Im zylindrischen Teil des Mischrohres liegt ein zweiphasiges Gemisch an den Wänden an und überträgt eine Reibkraft  $F_{\text{Reib}}$  auf die Struktur. Die Gasreibung im konischen Einlauf wird vernachlässigt. Auf die Eintrittsfläche wirkt die

Druckkraft  $p_E \cdot A_E$ . Längs des konischen Einlaufes bleibt der statische Druck nahezu konstant. Somit herrscht am Ende des Konus auch  $p_E$ , die Fläche  $A$  ist aber kleiner als  $A_E$ , es resultiert eine Druckkraft auf die Systemgrenze. Aus den Impulsbeiträgen ergibt sich die Bilanz nach Gleichung (7). Das zugehörige Kontrollvolumen zeigt Abb. 15.

$$p_M \cdot A + \beta_M \cdot \dot{M}_M \cdot w_M - p_E \cdot A_E - \beta^* \cdot \dot{M}^* \cdot w^* - \dots \\ \dots \beta_G \cdot \dot{M}_G \cdot w_G = F_{Reib} + F_{Druck} \quad (7)$$

$$F_{Reib} = A \cdot \Delta p_{2ph, Chisholm} \quad F_{Druck} = p_E \cdot (A_E - A)$$

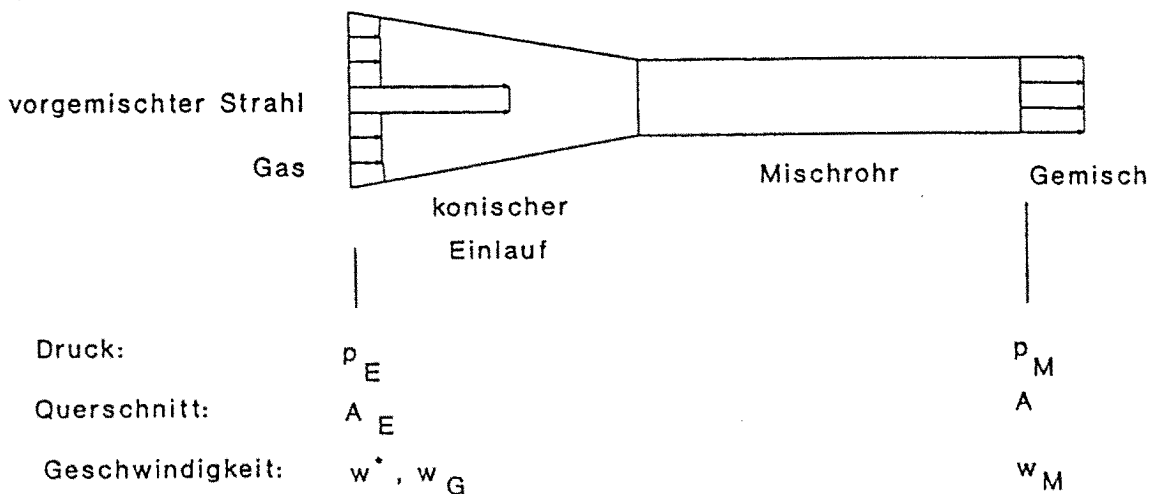


Abb. 15: Kontrollvolumen für Impulsbilanz an Einlauf und Mischrohr.

Zur Berechnung des zweiphasigen Reibungsdruckverlustes wird ein Modell von Chisholm /15/ verwendet, das sich im Vergleich mit anderen Modellen als sehr brauchbar erwiesen hat.

Der Impulsstrom des vorvermischten Treibstrahles  $\dot{M}^* \cdot w^*$  geht aus den Gleichungen (1) bis (5) hervor.

Durch Vorgaben ist der eintretende Gasmassenstrom  $\dot{M}_G$  in die Rechnung einzuführen. Gasdichte und Gasgeschwindigkeit sind dann durch den Druck  $p_E$  und auf Grund der Eintrittsfläche für das Gas  $A_G$  bestimmt.

$$A_G = A_E - A^* \quad (8)$$

Nach dem Mischungsschock verläßt ein Gemisch der eingetretenen Teilströme mit dem Massenstrom

$$\dot{M}_M = \dot{M}^* + \dot{M}_G \quad (9)$$

das Mischrohr. Im Querschnitt A am Ende des Mischrohres, bezeichnet mit Index M, liegt sowohl das Fluid des Treibstrahles mit der Fläche  $A_M^*$  als auch das Gas mit dem Querschnitt  $A_{G,M}$  vor. Die Flüssigkeit bildet die umgebende Phase, es ist daher zulässig, für Gas und Flüssigkeit gleiche Geschwindigkeiten,  $w_{G,M} = w_M^* = w_M$  anzunehmen. Aus der Flächenbilanz

$$A = A_M^* + A_{G,M} \quad (10)$$

erhält man die mittlere Geschwindigkeit  $w_M$  wie folgt:

$$A = \frac{\dot{M}^*}{\rho^* \cdot w_M^*} + \frac{\dot{M}_G}{\rho_{G,M} \cdot w_{G,M}}$$

$$w_M = w_M^* = w_{G,M} \quad (11)$$

$$\rightarrow w_M = \frac{1}{A} \left( \frac{\dot{M}^*}{\rho^*} + \frac{\dot{M}_G}{\rho_{G,M}} \right)$$

Nachdem alle Größen der Impulsbilanz aus Gleichung (7) definiert sind, empfiehlt sich die Einführung weiterer dimensionsloser Größen:

$$\frac{A_E}{A}, \frac{A_F}{A}, \frac{A_G}{A}, \frac{A^*}{A}, \frac{A_S}{A}$$

$$\mu_G = \frac{\dot{M}_G}{\dot{M}_F}, \quad \mu^* = \frac{\dot{M}_G}{\dot{M}^*}, \quad \mu_S = \frac{\dot{M}_S}{\dot{M}_F}$$

Mit der Funktion der Gasdichte  $\rho_{G,M} = f(p_M)$  stellt sich die Impulsbilanz jetzt folgendermaßen dar:

$$\begin{aligned} p_M &= p_E + \rho^* \cdot 2 \cdot (p_P^* - p_E) \cdot \left(\frac{A^*}{A}\right)^2 \cdot \dots \\ &\dots \cdot \left[ \beta^* \cdot \frac{1}{\rho^*} \cdot \frac{1}{\frac{A^*}{A}} + \mu^{*2} \cdot \frac{1}{\rho_{G,M}(p_M)} \cdot \frac{1}{\frac{A_G}{A}} \dots \right. \\ &\dots \left. - \beta_M \cdot (\mu^* + 1) \cdot \left( \frac{1}{\rho^*} + \frac{\mu^*}{\rho_{G,M}(p_M)} \right) \right] - \Delta p_{2ph, Chlsholm} \end{aligned} \quad (12)$$

Gleichung (12) kann iterativ oder durch Umformung in eine quadratische Gleichung gelöst werden.

Für die Berechnung des Druckanstieges im Diffusor  $\Delta p_{Diff}$  kann homogene Strömung vorausgesetzt werden. Mit der mittleren Dichte  $\rho_M$  des Gemisches und dem Druckumsetzungsgrad  $\eta_{Diff}$  gilt:

$$\Delta p_{Diff} = \eta_{Diff} \cdot \frac{\rho_M}{2} \cdot w_M^2 \quad (13)$$

Der Druckumsetzungsgrad eines zweiphasig betriebenen Diffusors muß kleiner sein als bei einphasigem flüssigen Betrieb, da die Flüssigkeit bei steigendem Druck auch die Kompressionsarbeit für das Gas aufbringen muß. Für den Versuchsinjektor mit einem Öffnungswinkel von  $8^\circ$  konnten Werte von etwa  $\eta_{Diff} = 80\%$  gemessen werden. Aus der Berechnung des Druckes  $p_M$  folgen die mittlere Dichte  $\rho_M$  und die Geschwindigkeit  $w_M$  am Eintritt des Diffusors und schließlich der Druckgewinn in Abhängigkeit der dimensionslosen Eingangsgrößen:

$$\Delta p_{Diff} = \eta_{Diff} \cdot (p_P^* - p_E) \cdot \rho^* \cdot \left(\frac{A^*}{A}\right)^2 \cdot (1 + \mu^*) \cdot \left(\frac{1}{\rho^*} + \frac{\mu^*}{\rho_{G,M}(p_M)}\right) \quad (14)$$

Durch Addition des Druckanstieges von Mischrohr und Diffusor erhält man den Gesamtdruckgewinn  $\Delta p_G$ , der zur besseren Bewertung mit der Förderhöhe der Pumpe dimensionslos dargestellt werden kann:

$$\frac{\Delta p_G}{\Delta p_P} = \frac{p_M - p_E + \Delta p_{Diff}}{\Delta p_P} \quad (15)$$

## 5.2 Vergleich von Theorie und Experiment

Mit Hilfe des vorgestellten Rechenmodells wurden die am Versuchsinjektor gewonnenen Daten nachgerechnet. In die Rechnung gingen die bekannten Geometriewerte in dimensionsloser Form und die Stoffwerte der Versuchsfluide ein. Variiert wurde der Gasstrom in Form des Gasmassenverhältnisses. Die Ergebnisse, die Druckdifferenzen in Mischrohr, Diffusor und Gesamtinjektor sind in dimensionsloser Form in den Abbildungen 16 und 17 über dem Gasverhältnis  $\mu_G$  aufgetragen. Mit steigendem Gasanteil muß bei gleichbleibendem Flüssigkeitsstrom der Mischstreckendruck kleiner werden, da die Gesamtkompressionsarbeit der Gasphase steigt.

Da mit steigendem Gasdurchsatz der Druck am Ende der Mischstrecke abnimmt, verringert sich auch die Gasdichte dort, die Geschwindigkeit des Gemisches muß zunehmen. Als Folge hat der Diffusor eine höhere kinetische Energie zur Umsetzung in Druckenergie zur Verfügung. Der Diffusordruckanstieg wächst daher langsam mit steigendem Gasdurchsatz  $\mu_G$ . Maßgebend für den aus dem Mischrohr austretenden Impulsstrom ist das Geschwindigkeitsprofil an dieser Stelle. Wie die Profilmessungen gezeigt haben, liegt bei kurzen Mischstrecken ein mittenbetontes Profil vor. Der Impulsbeiwert liegt in diesen Fällen bei  $\beta_M = 1.08 \dots 1.1$ . Erst bei extrem langen Mischrohren stellt sich ein flaches, dem bekannten turbulenten Profil entsprechendes Geschwindigkeitsprofil ein,  $\beta_M$  wird 1.02.

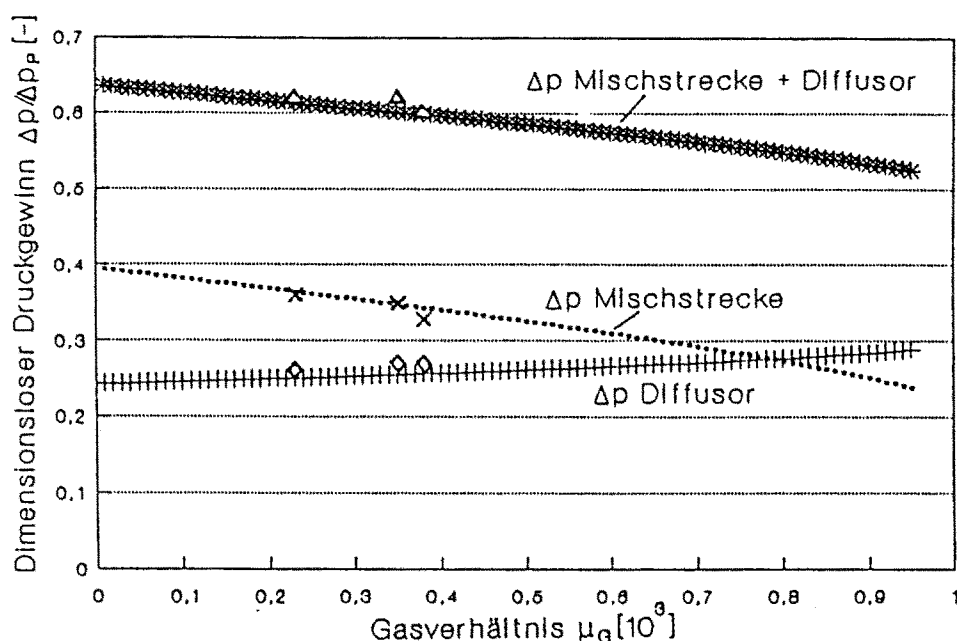


Abb. 16: Theorie und Messung für Injektor mit zylindrischem Einlauf,  $A_F/A = 0.55$  und niedriger Flüssigkeitsviskosität  $\eta = 0.65 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ .

Abb. 16 bezieht sich auf die durchgehend zylindrische Version des Mischrohres. Das Flächenverhältnis  $A_F/A$  beträgt 0.55. Die Flüssigkeit ist niedrigviskos (Wasser). Ein Schlemmestrom wird nicht eingespritzt. Aufgrund des sehr kurzen Mischrohres,  $L/D = 10$  wurde der Impulsbeiwert zu  $\beta_M = 1.1$  angenommen. Für den Diffusorwirkungsgrad wurde der Erfahrungswert  $\eta_{\text{Diff}} = 0.8$  eingesetzt, der sich aus vielen Messungen als brauchbarer Mittelwert herausgebildet hat. Für die drei Meßpunkte in Abb. 16, bei Gasverhältnissen von  $\mu_G = 0.2 \cdot 10^{-3}$  bis  $\mu_G = 0.4 \cdot 10^{-3}$ , stimmen Druckanstieg in Mischrohr und Diffusor sehr gut mit den berechneten Kurven überein. Folglich findet sich auch für den Gesamtdruckanstieg

im Injektor,  $\Delta p_G/\Delta p_P$ , gute Übereinstimmung zwischen Theorie und Experiment.

Im Bereich des Gasverhältnisses zwischen  $\mu_G = 0$  und dem ersten Meßpunkt ermittelt die Impulsbilanz eine Betriebskurve, die im Versuchsinjektor nicht bei stabilem Betrieb zu erreichen war. Aufgrund des flachen Verlaufes der Druckkurve über dem Gasanteil genügt in diesem Bereich eine sehr kleine Druckänderung um eine starken Rückgang der Gasförderung auszulösen.

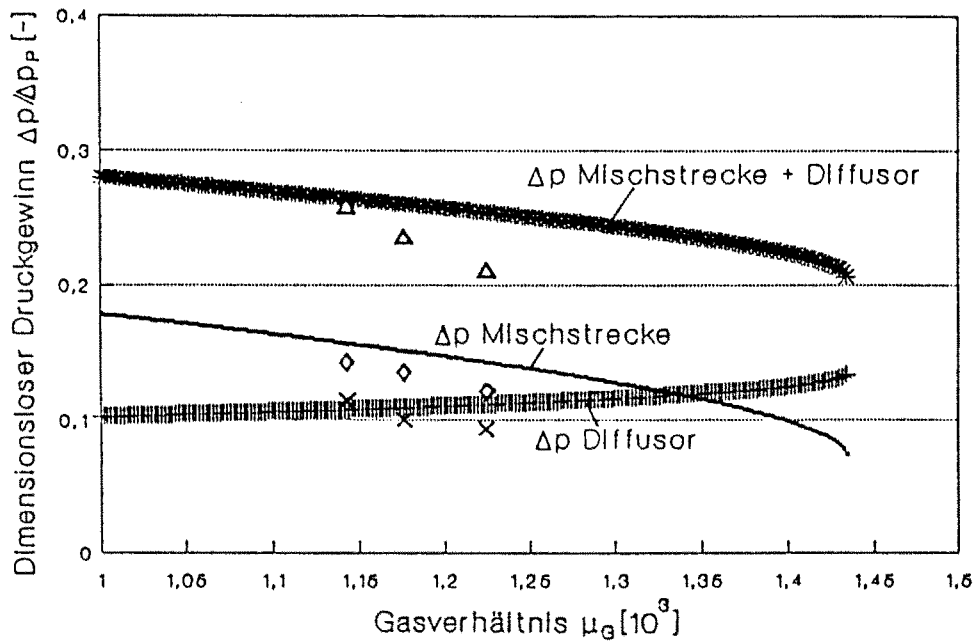


Abb. 17: Theorie und Messung für Injektor mit Schlemmeinspeisung,  $A_F/A = 0.34$  und erhöhter Flüssigkeitsviskosität  $\eta = 8 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

Für Gasanteile größer als  $\mu_G = 0.40 \cdot 10^{-3}$  erreicht der Injektor nicht die errechneten Drücke. Wie bereits früher erläutert, verlagert sich mit abnehmendem Enddruck der Mischungsschock immer mehr in den Diffusor, d.h. die Betriebszustände weichen wesentlich von den Annahmen der Rechnung ab.

Für eine Strahlpumpe mit kleinerem Flächenverhältnis  $A_F/A = 0.34$ , höherviskose Flüssigkeit  $\eta = 8 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$  und Schlemmeinspeisung gilt das Diagramm in Abb. 17. Die Berechnung liefert hier auch für den gesuchten Betriebspunkt höchsten Druckes etwas zu große Werte für den Druckanstieg im Mischrohr und damit auch für die Druckdifferenz über die ganze Strahlpumpe. Diese Tendenz ist für alle Untersuchungen mit Schlemmeinspeisung festzustellen.

### 5.3 Konsequenzen für die Auslegung eines Injektors

Experimente am Versuchsinjektor und der Vergleich mit theoretisch gewonnenen Daten haben gezeigt, daß der Injektor nur in einem schmalen Bereich des Gasverhältnisses  $\mu_G$  mit maximalem Druckanstieg zu betreiben ist. In diesem Betriebsbereich ist eine Berechnung des Injektorenddruckes möglich, sofern der Gasdurchsatz bekannt ist.

Bei den untersuchten Injektoren stellte sich im zuvor erläuterten Betriebspunkt ein Geschwindigkeitsverhältnis im zylindrischen Mischrohr von  $w_G/w_F \approx 0.5$  ein. Bei wesentlich kleineren Werten verhielt sich der Injektor instabil, bei höheren Geschwindigkeitsverhältnissen  $w_G/w_F$  verringert sich der Druckanstieg drastisch. Zur Berechnung des angesaugten Gasmenngestromes kann in guter Näherung der Wert  $w_G/w_F = 0.5$  herangezogen werden. Weitere Angaben sind in /14/ zu finden.

Als zweite wesentliche Geometriegröße ist die Länge des Mischrohres festzulegen. Eine Berechnung der Länge des Mischungsprozesses und damit der erforderlichen Mischrohlänge ist nicht möglich. Auf Basis der experimentell optimierten Mischrohlängen ist jedoch eine Abschätzung möglich. Zusammengefaßt gilt Tabelle 1 für die Erfahrungen mit dem Versuchsinjektor mit Strahlgeschwindigkeiten von ca. 50 m/s.

Viskosität der Flüssigkeit $\eta_F$	Flächenverhältnis $A_F/A$	Dimensionslose Länge des Mischrohres L/D
[10 <sup>3</sup> Pa·s]	[ - ]	[ - ]
0.65*	0.28 ... 0.40	22
0.65*	0.40 ... 0.60	18
8.0*	0.30 ... 0.40	32

Tabelle 1: \*) bei Versuchstemperatur 40°C

### 5.4 Auslegung einer Offshore Anlage

Auf der Basis des Rechenmodells für den Versuchsinjektor wurde mit Hilfe einer Massenbilanz am Flüssigkeits-Feststoff-Abscheider und einer Betrachtung der Druckverluste in der Anlage ein vereinfachtes Modell für eine Offshore Pumpstation erstellt. Eine ausführliche Beschreibung findet sich in /14/.



Für die Auslegung einer Pumpstation wurden die im Folgenden aufgeführten Parameter verwendet:

Der massenbezogene Feststoffanteil im Reservoirfluid am Well Head kann zu 3% angenommen werden. Für den Flüssigkeits-Feststoff-Abscheider ist ein Schlemmestrom von 10% des eintretenden Volumenstromes vorgesehen. Die Simulationsrechnungen wurden mit einem fiktiven Modellöl durchgeführt, dessen Stoffwerte durch Mittelung aus geeigneten Reservoirfluiden erhalten wurden:

Dichte Öl:	$\rho_{\text{Öl}} = 865$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Viskosität Öl:	$\eta_{\text{Öl}} = 0.01635 - 0.000175 \cdot p$ [Pa·s]
Dichte Gas:	$\rho_{\text{Gas}} = 0.998 \cdot p$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Viskosität Gas:	$\eta_{\text{Gas}} = 1.392 \cdot 10^{-5} + 2.28 \cdot 10^{-7} \cdot p$ [Pa·s]

(p = Druck in bar, Werte für Modellöl bei 85°C)

Den Rechnungen lag eine Pumpendruckdifferenz von  $\Delta p_p = 160$  bar zugrunde. Somit werden sehr große Geschwindigkeiten im Mischrohr erreicht. Um den Reibungsdruckverlust niedrig zu halten, wurde ein relativ kurzes Mischrohr mit  $L/D = 20$  gewählt. Dies wiederum läßt am Ende des Mischrohres eine stark mittenbetontes Geschwindigkeitsprofil erwarten, weshalb ein Impulsbeiwert von  $\beta_M = 1.1$  realistisch erscheint.

Wesentlichen Einfluß auf die Vorgänge im Injektor haben der volumetrische Gasgehalt und der Druck am Separator. Diese Größen,  $\epsilon_{\text{SEP}}$  und  $p_{\text{SEP}}$  wurden in den Simulationsrechnungen für eine Mehrphasenpumpstation variiert, siehe Abb. 18. Auf der vertikalen Achse ist der Druckanstieg in der Pumpanlage, also die Differenz zwischen Austritts- und Separatordruck aufgetragen. Der Druckgewinn ist auf die Pumpendruckdifferenz bezogen und somit dimensionslos.

Aus den Untersuchungen am Versuchsinjektor ist bekannt, daß die Strahlpumpe nur in einem sehr engen Betriebsbereich hohen Druck und Gasgehalt erreicht. Es ist deshalb nicht sinnvoll, einen Injektor mit Gasgehalten zu betreiben, die stark vom Auslegungspunkt abweichen. Bei den Berechnungen nach Abb. 18 wurde für jeden Punkt der Oberfläche das Flächenverhältnis  $A_F/A$  zur Erzielung von maximalem Gasgehalt und Druckanstieg angepaßt. Somit repräsentiert das dreidimensionale Diagramm eine Vielzahl von Pumpstationen, die alle bei den jeweiligen Betriebsbedingungen im Optimalpunkt arbeiten.

Mit fortschreitender Ausbeutung des Reservoirs sinkt der Druck am Well Head, während der Gasgehalt des austretenden Gemisches ansteigt. Somit ist es erforderlich die Pumpanlage in gewissen Zeitabständen den jeweiligen Bedingungen anzupassen.

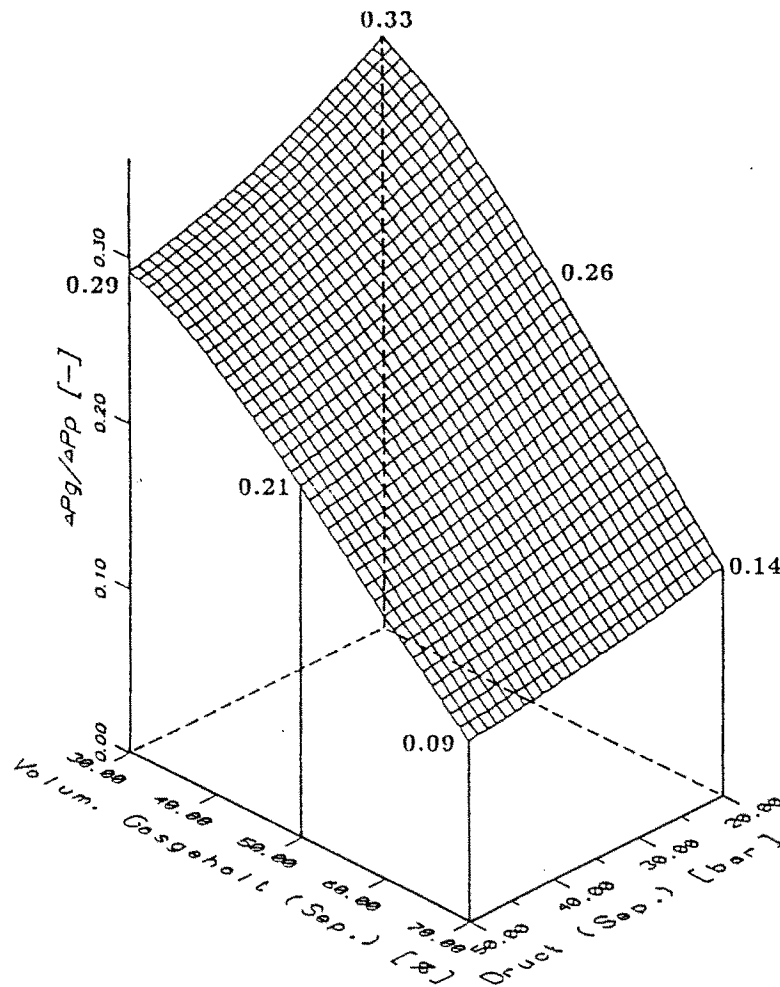


Abb. 18: Dimensionsloser Druckgewinn der Mehrphasenpumpstation in Abhängigkeit von Gasgehalt und Druck am Separator.

Das Diagramm in Abb. 18 zeigt eine Abnahme der erzielten Druckerhöhung mit steigendem Gasgehalt und Druck im Separator. Beispielsweise ist  $\Delta p_G / \Delta p_P = 0.25$  bei einem Druck im Separator von 20 bar und einem volumetrischen Gasgehalt des einströmenden Öl-Gas-Gemisches von  $\epsilon_{SEP} = 50\%$ . Das heißt, die Druckerhöhung im Mehrphasengemisch beträgt 25% der Pumpendruckdifferenz für den gereinigten Ölstrom. Mit  $\Delta p_P = 160$  bar ließe sich eine Druckerhöhung von 40 bar erzielen. Mit steigendem Gasgehalt und Druck bei  $\epsilon_{SEP} = 70\%$  und  $p_{SEP} = 50$  bar geht der dimensionslose Druckgewinn  $\Delta p_G / \Delta p_P$  auf 0.09 zurück. D.h. die Pumpendruckdifferenz ist etwa um den Faktor 10 größer, als der Druckanstieg des dreiphasigen Gemisches. Es erscheint daher sinnvoll, das Verfahren nur bis zu Gasgehalten von  $\epsilon = 50\%$  einzusetzen. Je geringer der Gasgehalt ist, desto weniger Druckanstieg muß die Pumpe erzeugen, um eine geforderte Druckerhöhung im Gemisch zu erzielen.

## 6. Verfahrensvarianten

Für Bewertung und Vergleich mit anderen Systemen ist aus Pumpendruckdifferenz  $\Delta p_P$ , Pumpenstrom  $\dot{V}_P$  und Wirkungsgrad der Pumpe  $\eta_P$  die zur Förderung der Flüssigkeit notwendige Leistung

$$P = \frac{\Delta p_P \cdot \dot{V}_P}{\eta_P} \quad (16)$$

zu bestimmen. Während  $\Delta p_P$  zum Betrieb des Injektors sehr hoch ist, entspricht  $\dot{V}_P$  z.B. bei  $\epsilon_{SEP} = 50\%$  nur etwa 45% des Gesamtvolumenstromes. Unter vereinfachenden Annahmen wurde der Leistungsbedarf der Mehrphasenpumpstation auf der Grundlage von Abscheidung und Wiedervermischung berechnet und einer zweiphasig betriebenen Schraubpumpe gegenübergestellt. Basis war ein volumetrischer Gasgehalt von 50% bei einem Saugdruck von 20 bar, siehe Tabelle 2. Angaben zur Leistungsbestimmung und zu Wirkungsgraden in Mehrphasenpumpen sind /16/ entnommen.

	Injektorkonzept	zweiphasig betriebene Schraubpumpe	
$\Delta p_{\text{Gesamt}}$	40	40	bar
$\Delta p_{\text{Pumpe}}$	160	40	bar
$\dot{V}_{\text{Pumpe}}$	45	100	m <sup>3</sup> /h
$\eta_{\text{Pumpe}}$	0.75	0.4*	-
$P_{\text{Pumpe}}$	265	220*	kW

Tabelle 2: \*) ohne Berücksichtigung der Wirkungsgradeinbußen durch Feststoffverpumpung

Der Leistungsbedarf für das Injektorkonzept ist nicht wesentlich größer, als beim Einsatz einer zweiphasig betriebenen Pumpe. Letztere erleidet jedoch durch die Erosionswirkung des Feststoffs eine Wirkungsgradabnahme und somit eine Verminderung der Förderleistung. Da exakte Angaben über den Wirkungsgradverlust bisher nicht vorliegen, konnte dieser Einfluß in der Berechnung des Leistungsbedarfs nicht berücksichtigt werden. Für eine Wirtschaftlichkeitsrechnung sind weiterhin erhöhtes Ausfallrisiko, Ausfallzeiten und Wartungskosten für eine mit Feststoff betriebene Pumpe abzuschätzen.

Zur Förderung hoher Gasgehalte bei großen Bohrlochdrücken ist der Einsatz einer zweiten Komponente, einem Kompressor für das Erdgas, notwendig. Wird die Abscheidung von Feststoff beibehalten, so ist die Flüssigkeitspumpe vor unkontrollierbarem Verschleiß geschützt. Mit dem im Druckniveau angehobenen Öl kann ein Flüssig-Flüssig-Injektor betrieben werden, der die Feststoffschlemme auf den gewünschten Enddruck fördert. Die Pumpendruckdifferenz muß in diesem Fall etwa das Doppelte der Druckdifferenz der Gesamtanlage betragen, Abb. 19 zeigt das Fließbild einer solchen Anlage.

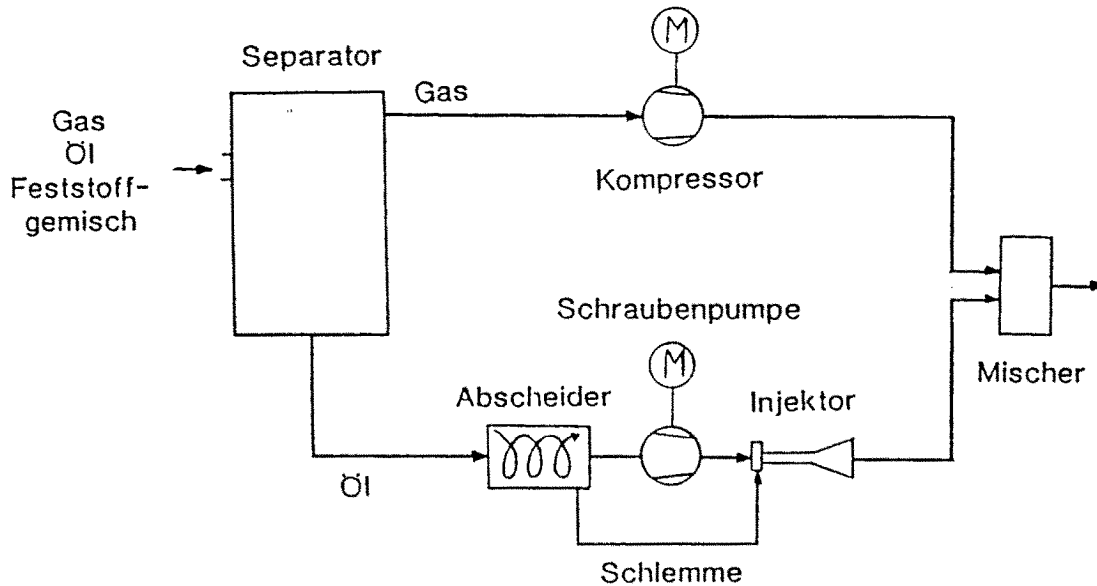


Abb. 19: Mehrphasenpumpstation mit Kompressor und Flüssig-Flüssig-Injektor für hohe Gasgehalte.

## 7. Formelzeichen

$p$	Druck
$\Delta p$	Druckdifferenz
$P$	Pumpenantriebsleistung
$A$	Querschnittsfläche
$w$	Geschwindigkeit
$\dot{M}$	Massenstrom
$\dot{V}$	Volumenstrom
$\rho$	Dichte
$\epsilon$	volumetrischer Gasgehalt
$\mu_G$	Gasverhältnis $\dot{M}_G/\dot{M}_F$

$\mu_s$	Schlemmeverhältnis $\dot{M}_S/\dot{M}_F$
$\eta$	Dynamische Viskosität
$\eta_{Diff}$	Diffusorwirkungsgrad
$\eta_P$	Pumpenwirkungsgrad
$\beta$	Impulsbeiwert

## Indizes:

G	Gas
S	Schlemme
F	Flüssigkeit
SEP	Separator
E	Eintritt Mischrohr
M	Ende Mischrohr
*	nach Vorvermischung von Flüssigkeit und Schlemme

8. Literatur

- /1/ Francis, A.K., Leggate, J.S., Stephenson, G.W., BP Exploration Co.Ltd.: Developments in the Application of Multiphase Systems to Oil Production Schemes. Chem. Eng. Res. Des., Vol.66, July 1988, S.300-312.
- /2/ Mayer-Gürr, A.: Petroleum Engineering. Ferdinand Enke Publishers, Stuttgart 1976.
- /3/ Brecht, C. Grazkowski, H.-W.: Gewinnung und Transport von Erdöl und Erdgas. Carl Hanser Verlag, München 1982.
- /4/ Szilas, A.P.: Production and Transport of Oil and Gas. Elsevier Scientific Publishing Company, Amsterdam 1975.
- /5/ Moses, P.L.: Engineering Applications of Phase Behaviour of Crude Oil and Condensate Systems. Journal of Petroleum Technology, July 1986, S.715-723.
- /6/ Ahrabi, F., Ashcroft, S.J., Shearn, R.B.: High Pressure Volumetric Phase Composition and Viscosity Data for a North Sea Crude Oil and NGL. Chem.Eng.Res.Des., 65, January 1987, S.63-73.

- /7/ Firoozabadi, A.: Reservoir-Fluid Phase Behavior and Volumetric Prediction with Equations of State. JPT, April 1988, S.397-406.
- /8/ Coats, K.H.: Simulation of Gas Condensate Reservoir Performance. JPT, October 1985, S.1879-1886.
- /9/ Varotsis, N. et. al.: Phase Behavior of Systems Comprising North Sea Reservoir Fluids and Injection Gases. JPT, November 1986, S.1221-33.
- /10/ Vortmeyer, N.: Auslegung, Konstruktion und experimentelle Erprobung von Flüssigkeitsstrahl-Gasverdichtern für die Erdöl/Erdgas-Förderung. Diplomarbeit, Lehrstuhl A für Thermodynamik der TU München, März 1989.
- /11/ Würtz, R., Schlag, P., Muschelknautz, E.: Feststoffseparation von Erdöl mit Hilfe eines Zyklonabscheiders, Abschlußbericht, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik, Universität Stuttgart, 1990.
- /12/ Cunningham, R.G.: Gas Compression with the Liquid Jet Pump. Trans.A.S.M.E. Ser.I.J. Fluids Engineering, 96, September 1974, S.203-214.
- /13/ Dopkin, R.J., Cunningham R.G.: Jet Break-Up and Mixing Throat Length of the Liquid Jet Gas Pump. Trans.A.S.M.E.Ser.I. J. Fluids Engineering, 96, September 1974, S.216-226.
- /14/ Herpel, Th., Muschelknautz, S., Mayinger, F.: Abscheidung und Wiedereinmischung von Feststoff bei Unterwasserförderung von Öl zum Schutz der Förderpumpe und Feinabscheidung von Öl aus Wasser, Abschlußbericht, Lehrstuhl A für Thermodynamik, Technische Universität München, 1990.
- /15/ Chisholm, D.: Int. J. Heat and Mass Transfer 16, pp.347ff., 1973.
- /16/ Karge, V.: Schraubenspindelpumpen zur Förderung von Multiphasengemischen. Pumpen, Vakuumpumpen, Kompressoren, 1988, S.14-20.