

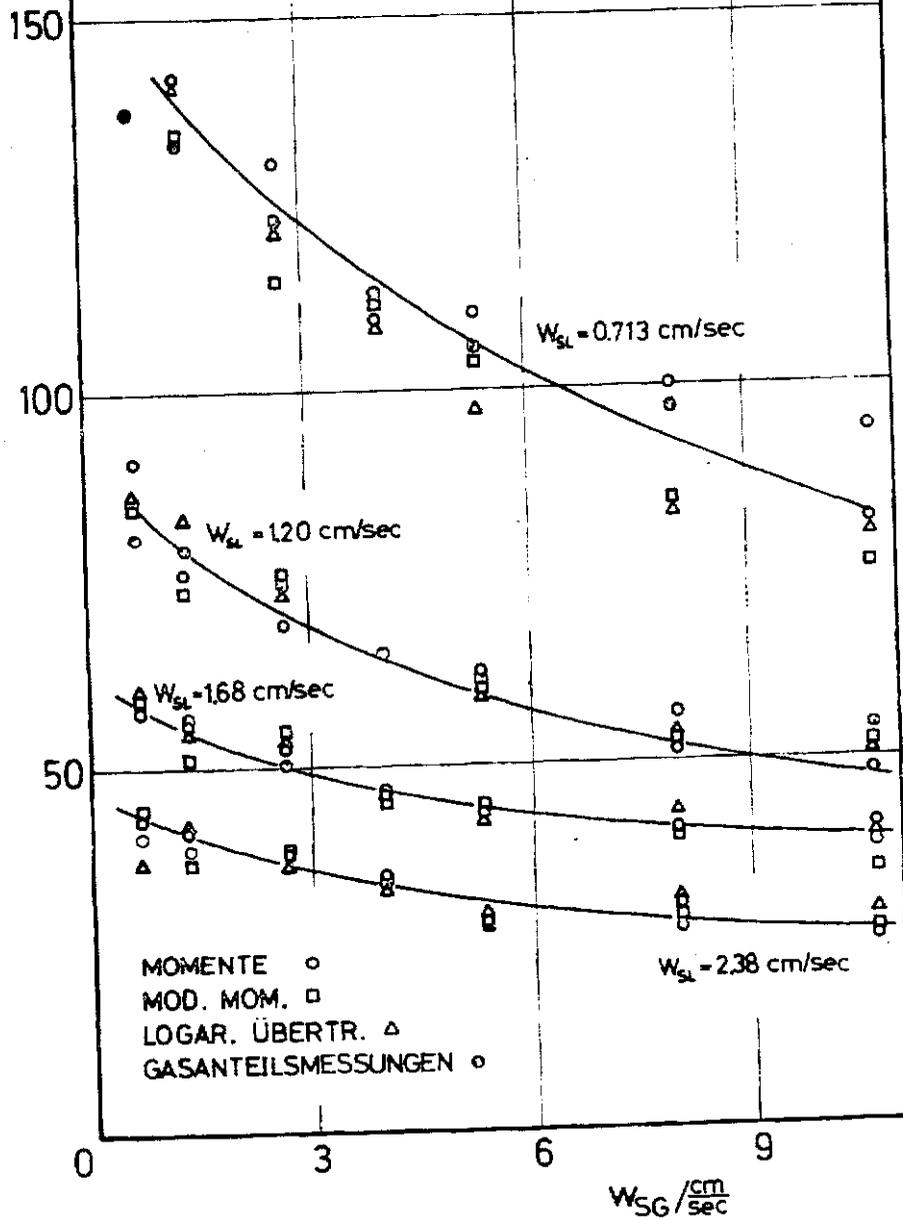
3.5 Die mittlere Verweilzeit in der Flüssigkeitsphase

Die mittlere Verweilzeit \bar{t} in der Flüssigkeitsphase zwischen den Meßstellen wird aus Gasanteilmessungen mit (3.6), aus der Momentenmethode mit (3.27), aus der modifizierten Momentenmethode mit (3.35) und durch Anpassung der logarithmierten Übertragungsfunktion mit (3.37) berechnet. Für die verschiedenen Systeme sind die Ergebnisse aus den benutzten Auswertmethoden als Funktion der Leerrohrgeschwindigkeit des Gases in den Abb.24 - 27 dargestellt. Die Differenzen zwischen den aus den verschiedenen Methoden bestimmten Verweilzeiten sind geringfügig. Auch die aus dem ersten Nullmoment ermittelte Verweilzeit stimmt annähernd mit den anderen Resultaten überein, da der Einfluß des Gewichtsfaktors τ nicht gravierend ist. Nur bei den aus den Gasanteilmessungen resultierenden Verweilzeiten ergeben sich für hohe Gasdurchsätze größere Abweichungen, da die Messung des relativen Gasanteils wegen der Schwankungen der Betriebshöhe nicht exakt ist. Außerdem besteht die Möglichkeit, daß die besonders bei hohen Luftdurchsätzen schnell aufsteigenden, großen Gasblasen so viele Flüssigkeitselemente mit sich führen, daß die Verweilzeit der flüssigen Phase zwischen den Meßstellen recht klein sein kann.

Für sämtliche Systeme nehmen die mittleren Verweilzeiten mit steigendem Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz ab. Mit anwachsendem Luftvolumenstrom wird der relative Flüssigkeitsanteil geringer, so daß dem Flüssigkeitsstrom eine kleinere Querschnittsfläche zur Verfügung steht und damit die Verweilzeit abnimmt. Die geringfügigen Differenzen zwischen den Verweilzeiten der verschiedenen Mehrphasensysteme für eine bestimmte lineare Flüssigkeitsgeschwindigkeit erklären sich durch die unterschiedliche Betriebsweise (Gleich- oder Gegenstrom), durch den Einbau von Lochplatten bei der mehrstufigen Anlage und durch die Veränderung der mittleren Dichte im System durch den Einsatz von Glashohlkugeln.

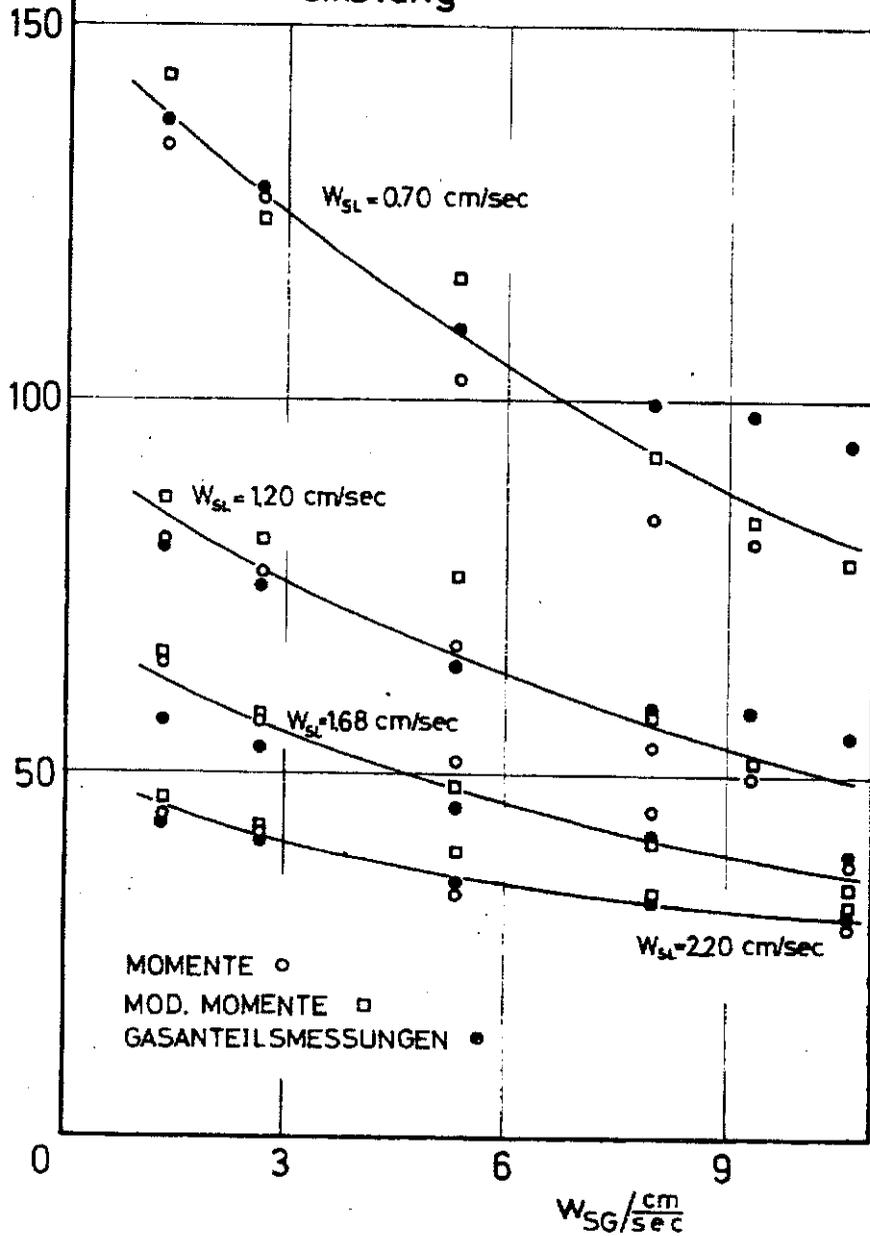
\bar{t} /sec

Abb. 24 Zweiphasen-Gegenstrom
einstufig



τ /sec

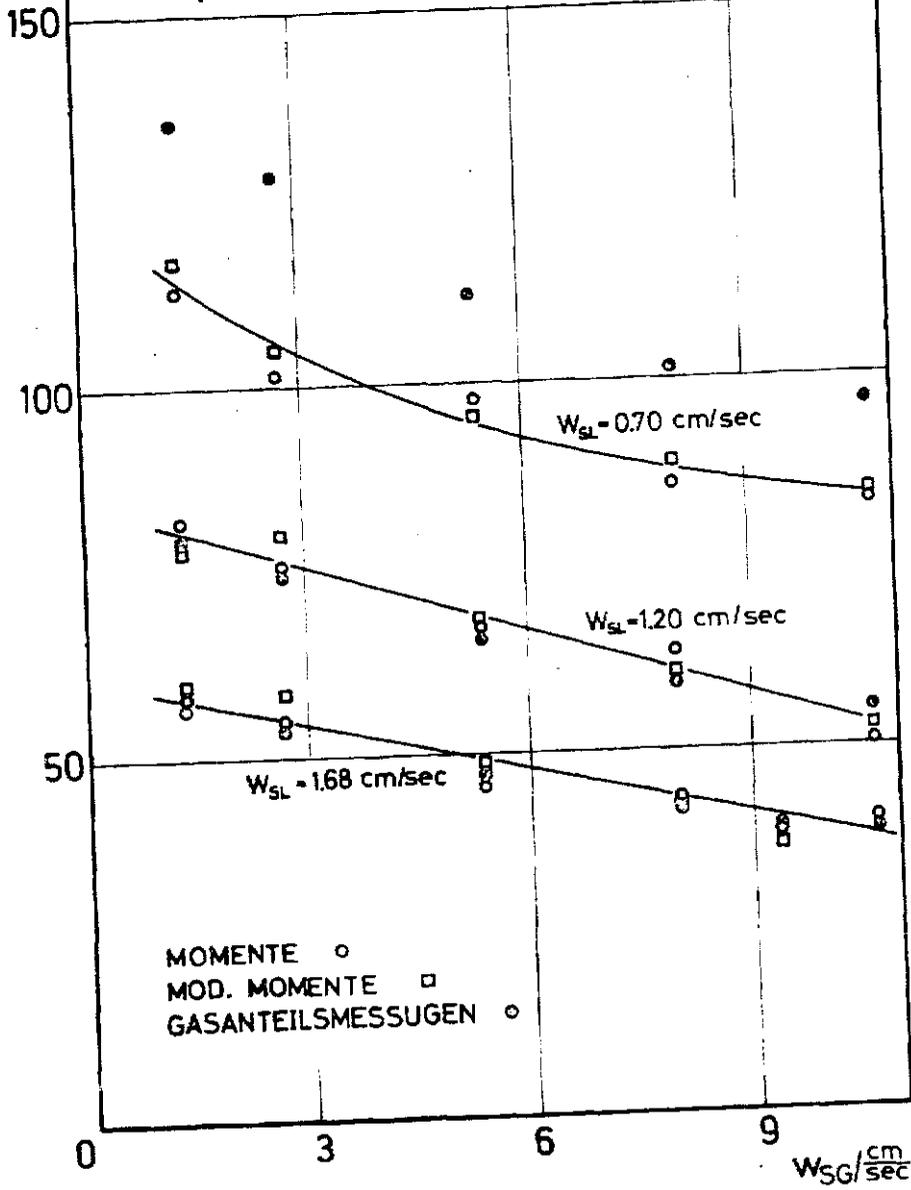
Abb. 25 Zweiphasen Gleichstrom
einstufig

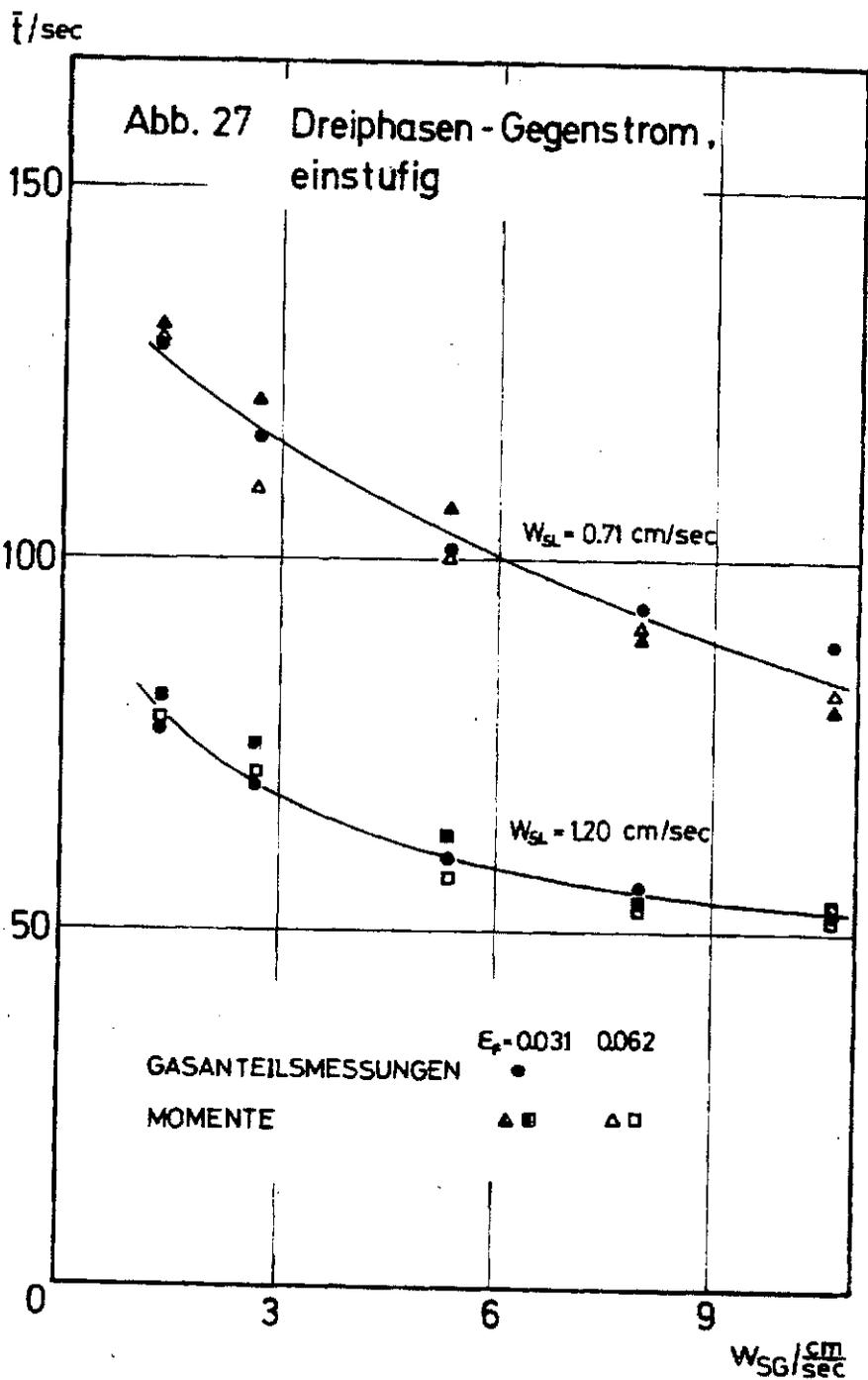


\bar{t}/sec

Abb. 26

Zweiphasen-Gleichstrom, mehrstufig



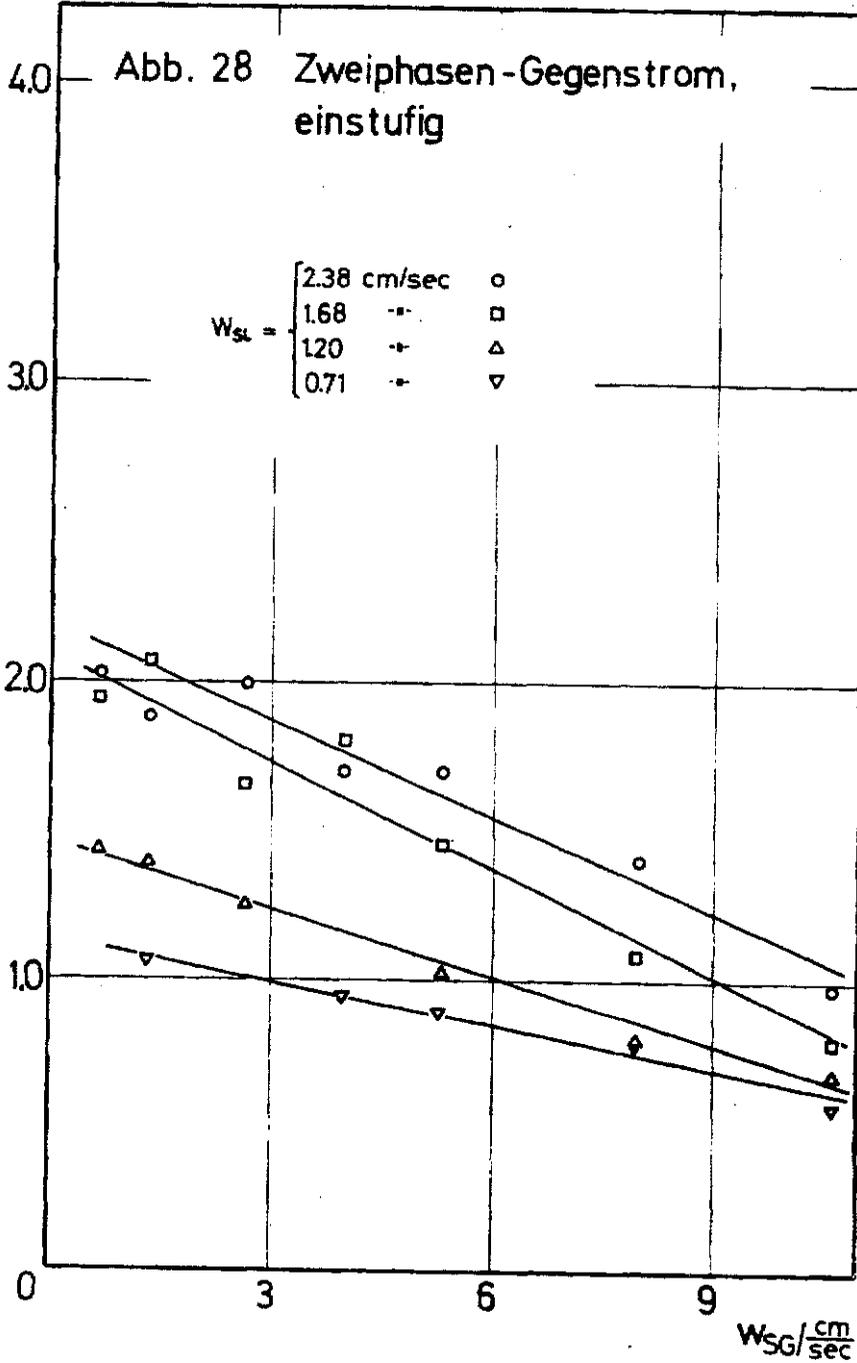


3.6 Die Péclet-Zahl und die Dispersion der Flüssigkeitsphase

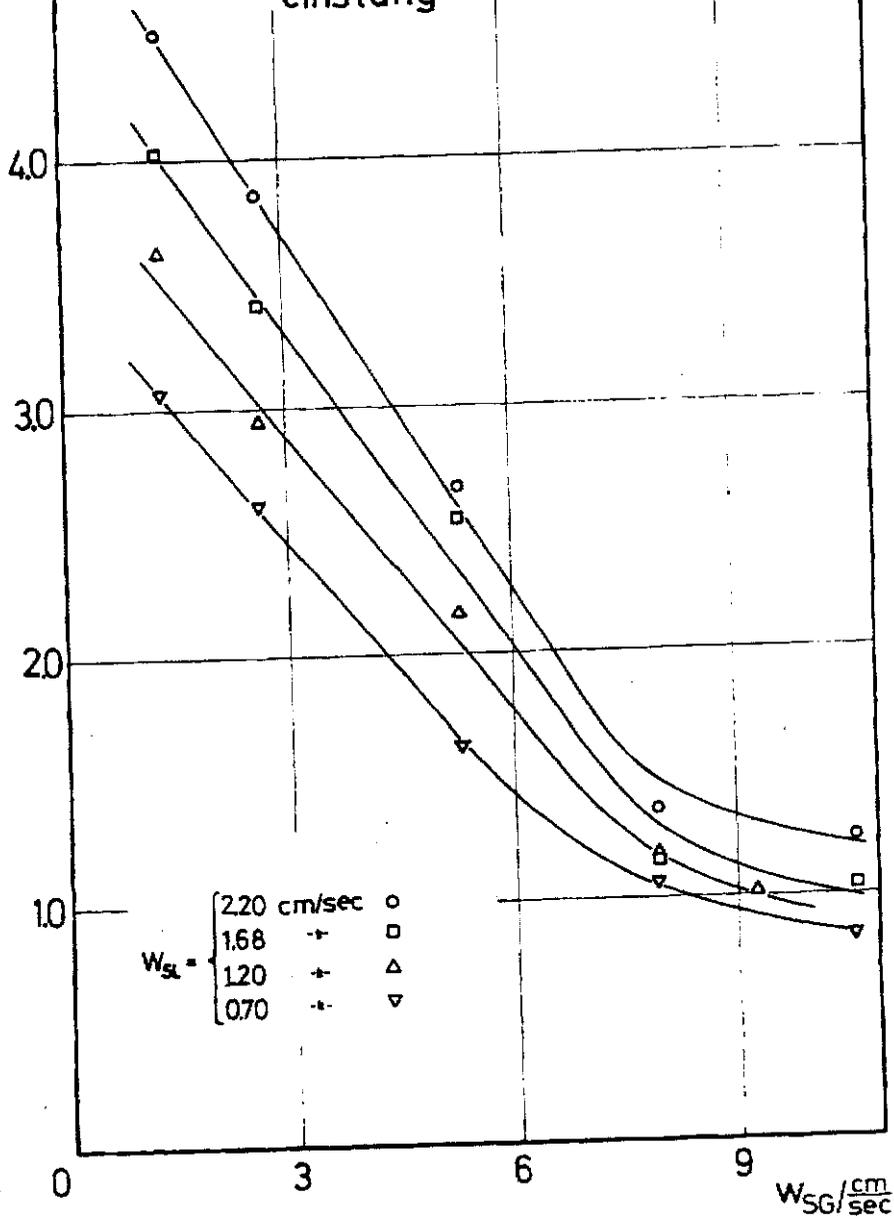
Die Pe-Zahlen und die daraus berechneten Durchmischungskoeffizienten D_L sind in Abhängigkeit von der Leerrohrgeschwindigkeit des Gases w_{SG} in die Abb.28 - 34 eingezeichnet. Bei allen Systemen nimmt die Pe-Zahl mit steigendem Gas- und fallendem Flüssigkeitsdurchsatz ab. Bei dem einstufigen Zwei- und Dreiphasensystem ist infolge der zur Flüssigkeit im Gegenstromgeführten Gasphase die Pe-Zahl schon bei niedrigen Luftdurchsätzen so klein, daß das Verhalten dieses Reaktortyps dem eines idealen Rührkessels sehr nahekommt. Die für die einstufige Gleichstromanlage bei kleinen Gasdurchsätzen berechneten höheren Pe-Zahlen nehmen mit steigender Leerrohrgeschwindigkeit des Gases bis $w_{SG} = 7$ cm/sec linear ab (Abb.29). Im oberen Gasdurchsatzbereich ($w_{SG} > 7$ cm/sec) ändern sich die Pe-Werte für sämtliche Flüssigkeitgeschwindigkeiten kaum. Ein ähnliches Verhalten weist die Blasenäulen-Kaskade auf (Abb.30), bei der die Parameterwerte Pe infolge der durch den Einbau von Lochplatten verminderten Rückströmung sowohl bei niedrigen als auch bei hohen Gasdurchsätzen größer sind als bei den anderen Systemen. Dadurch wird für bestimmte Betriebsbedingungen das Verweilzeitverhalten einer idealen Rührkesselskaskade mit annähernd gleichgroßer Verweilzeit für fast alle Flüssigkeitselemente erreicht. Je intensiver die Vermischung in einem Reaktor ist, desto unterschiedlicher ist die Verweilzeit der in das System einströmenden Flüssigkeitsteilchen. Deshalb nimmt bei einer im Reaktor stattfindenden chemischen Reaktion wegen der geringen Anzahl der miteinander reagierenden Elemente der Umsatz ab. Zur Erzielung des gleichen Umsatzes wie in einem idealen Strömungsrohr muß die Verweilzeit (Volumen des Reaktors) der Teilchen in einem stark durchmischten System erhöht werden (Abb.21).

Die Intensität der Vermischung der flüssigen Phase in den verschiedenen Reaktortypen läßt sich den Abb.31 - 34 entnehmen. Für die untersuchten Systeme nimmt der axiale Durchmischungskoeffizient

Pe



Pe

Abb. 29 Zweiphasen-Gleichstrom,
einstufig

Pe

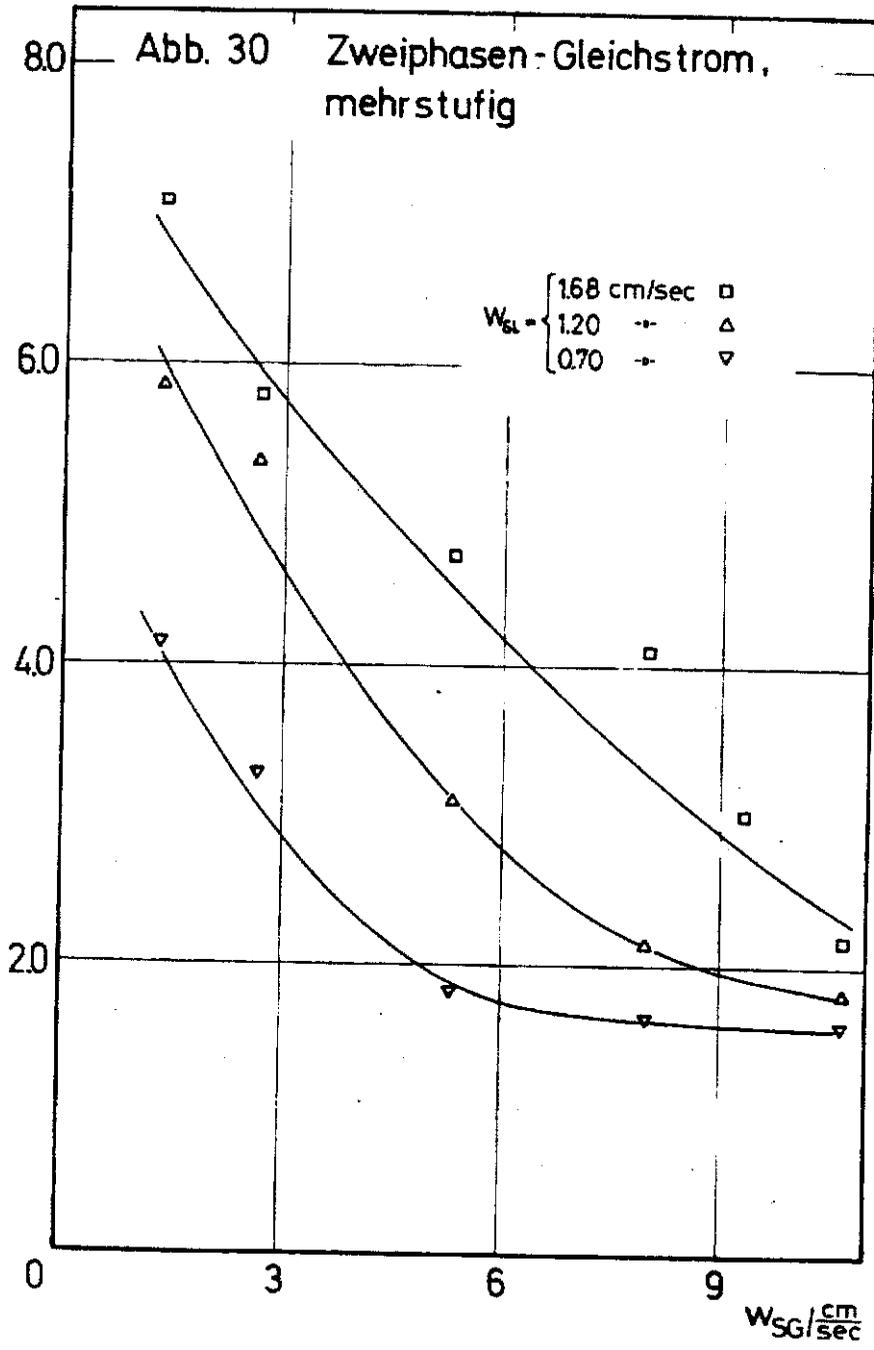
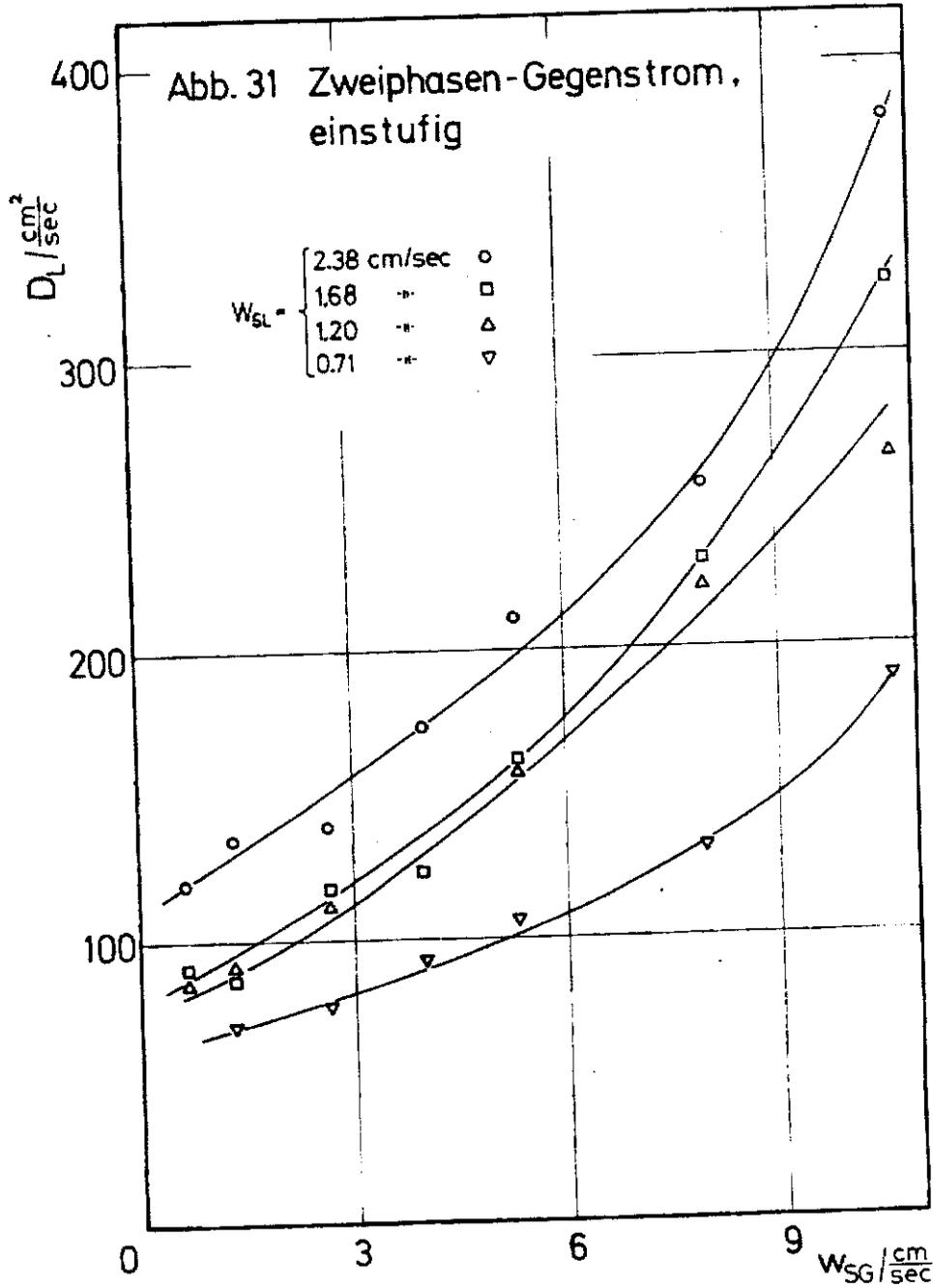


Abb. 31 Zweiphasen-Gegenstrom,
einstufig



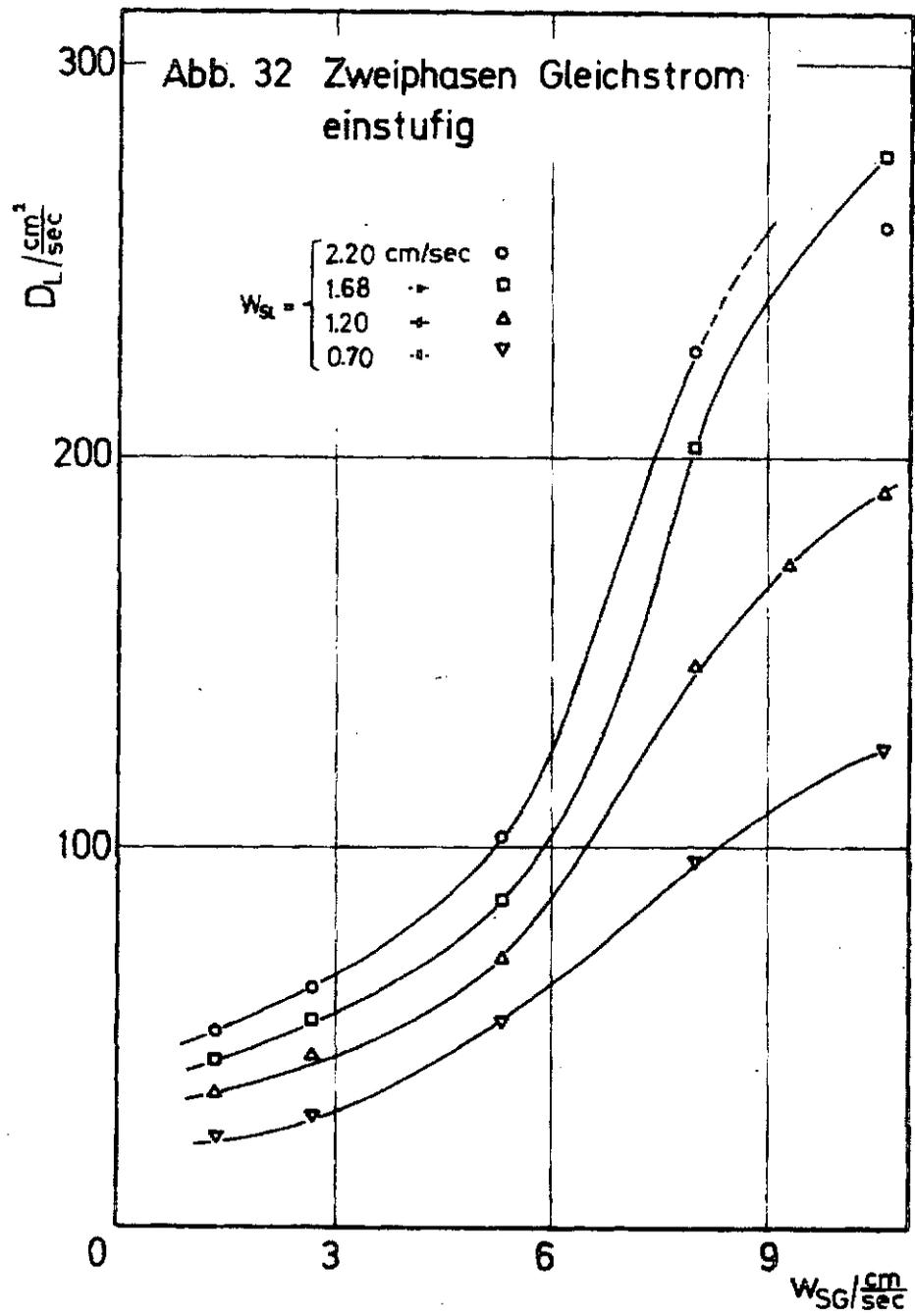
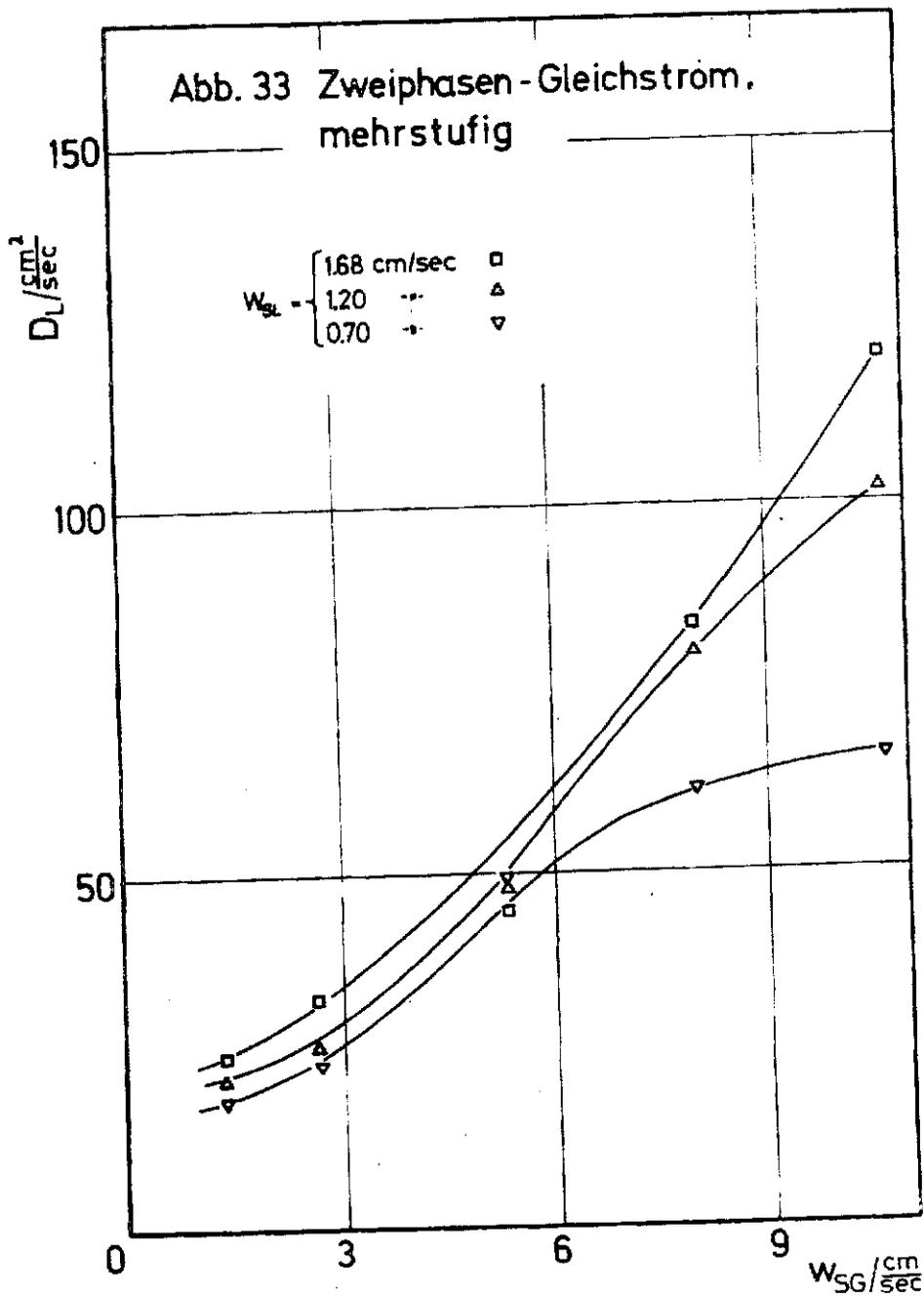
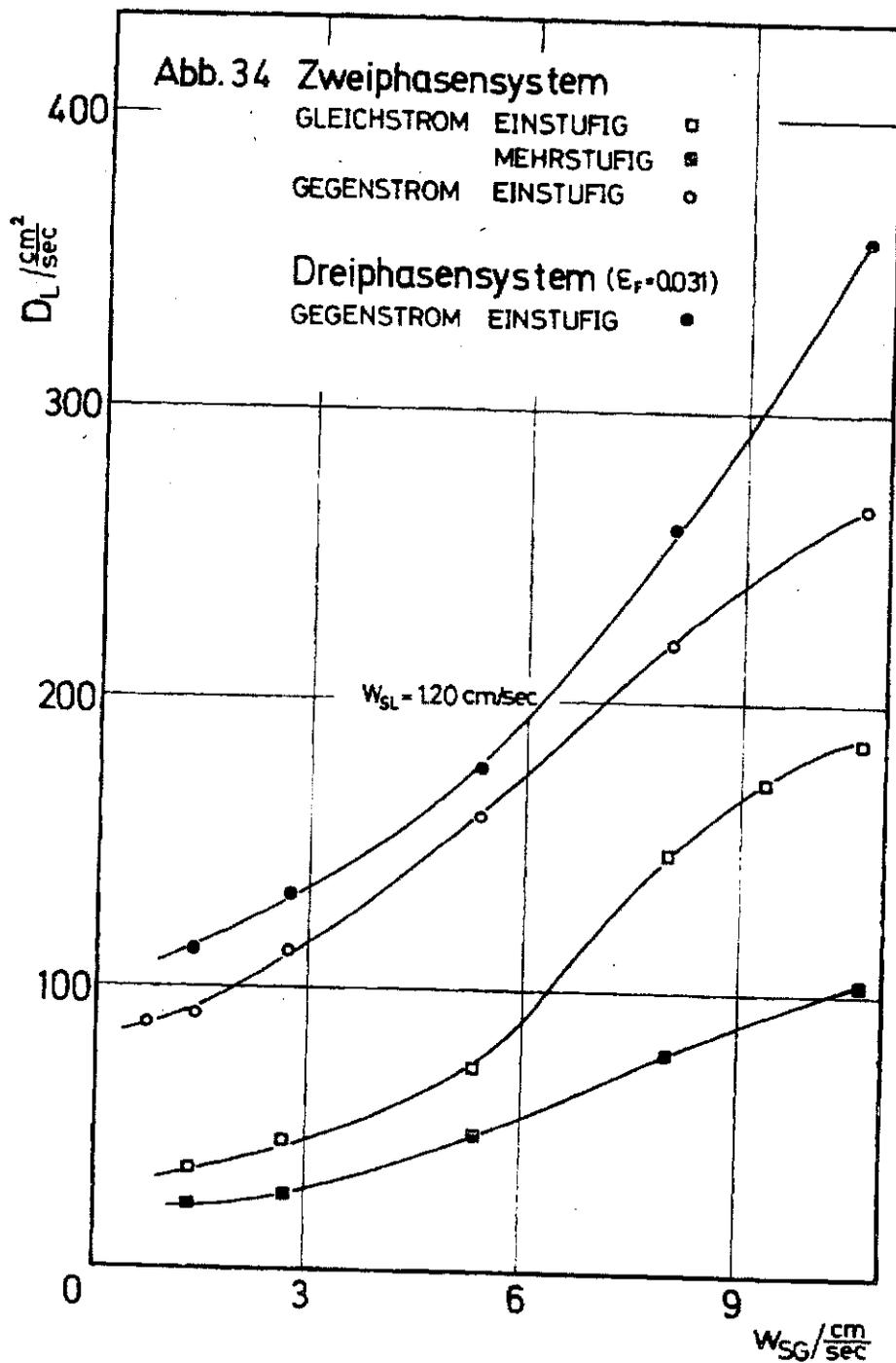


Abb. 33 Zweiphasen-Gleichstrom,
mehrstufig





$$D_L = \frac{w_L \cdot L}{Pe} = \frac{L^2}{Pe \cdot \bar{t}} \quad (3.49)$$

mit steigendem Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz zu. In (3.49) wird die mittlere Verweilzeit aus den Gasanteilmessungen eingesetzt, da sich diese Ergebnisse nicht wesentlich von denen aus den Verweilzeitverteilungsmessungen unterscheiden. Ein Vergleich der Vermischung in den verschiedenen Mehrphasensystemen zeigt Abb.34. Man entnimmt diesem Diagramm, daß die Durchmischung in der mehrstufigen Anlage am niedrigsten und für das einstufige Dreiphasen-Gegenstromsystem am größten ist.

Das aus dem allgemeinen Zellenmodell nur teilweise berechnete Rückflußverhältnis $\beta = \dot{V}_R / \dot{V}_V$ ergibt für die einstufige Anlage hohe Werte (große Rückvermischung), für die mehrstufige Blasensäule dagegen kleine Werte (geringe Rückströmung zwischen den Abschnitten).

3.7 Die Verwendung einer modifizierten PÉCLET-Zahl

Um einerseits die erzielten Ergebnisse mit Literaturwerten vergleichen zu können, andererseits um die unterschiedliche Betriebsweise besser zu kennzeichnen, wird eine modifizierte Pe-Zahl Pe^* gebildet, bei der statt des Meßstellenabstandes L und der effektiven Flüssigkeitsgeschwindigkeit w_L der Säulendurchmesser d und die relative Geschwindigkeit w_R zwischen Gas- und Flüssigkeitsphase verwendet werden. Diese dimensionslose Kennzahl ist mit der Pe-Zahl folgendermaßen verknüpft:

$$Pe^* = \frac{w_R \cdot d}{D_T} = Pe \left[\frac{d}{L} \right] \left[\frac{w_R}{w_L} \right] \quad (3.50)$$

Die Auftragung von Pe^* als Funktion der Leerrohrgeschwindigkeit des Gases ergibt eine nur von der Flüssigkeitgeschwindigkeit abhängige, parallele Kurvenschar. Die Vermutung, daß sämtliche Meßergebnisse eines Systems bei Verwendung von $Pe^* \cdot w_L / \frac{cm}{sec} = f(w_{SG}/w_{SL})$ durch einen Kurvenzug beschrieben werden können, erfüllte sich zwar nicht, doch können alle Resultate durch einen schmalen Bereich eingegrenzt werden. Diese schraffiert gezeichnete Fläche ist für die untersuchten Mehrphasensysteme in den Abb.35 - 37 dargestellt. Die Ergebnisse des einstufigen Dreiphasensystems (Abb.37) werden in den Grenzen $1 < w_{SG}/w_{SL} < 15$ durch folgende Beziehung charakterisiert:

$$Pe^* \cdot w_L / \frac{cm}{sec} = 2,75 \pm 0,75 \quad (3.51)$$

Für alle anderen Systeme existieren zwei Bereiche. Im ersten Abschnitt nehmen die Meßwerte mit steigendem w_{SG}/w_{SL} bis ungefähr $w_{SG}/w_{SL} = 5$ ab und können dann im zweiten Abschnitt durch einen schmalen, horizontal verlaufenden Bereich beschrieben werden. Für $5 < w_{SG}/w_{SL} < 15$ gilt folgende Gleichung:

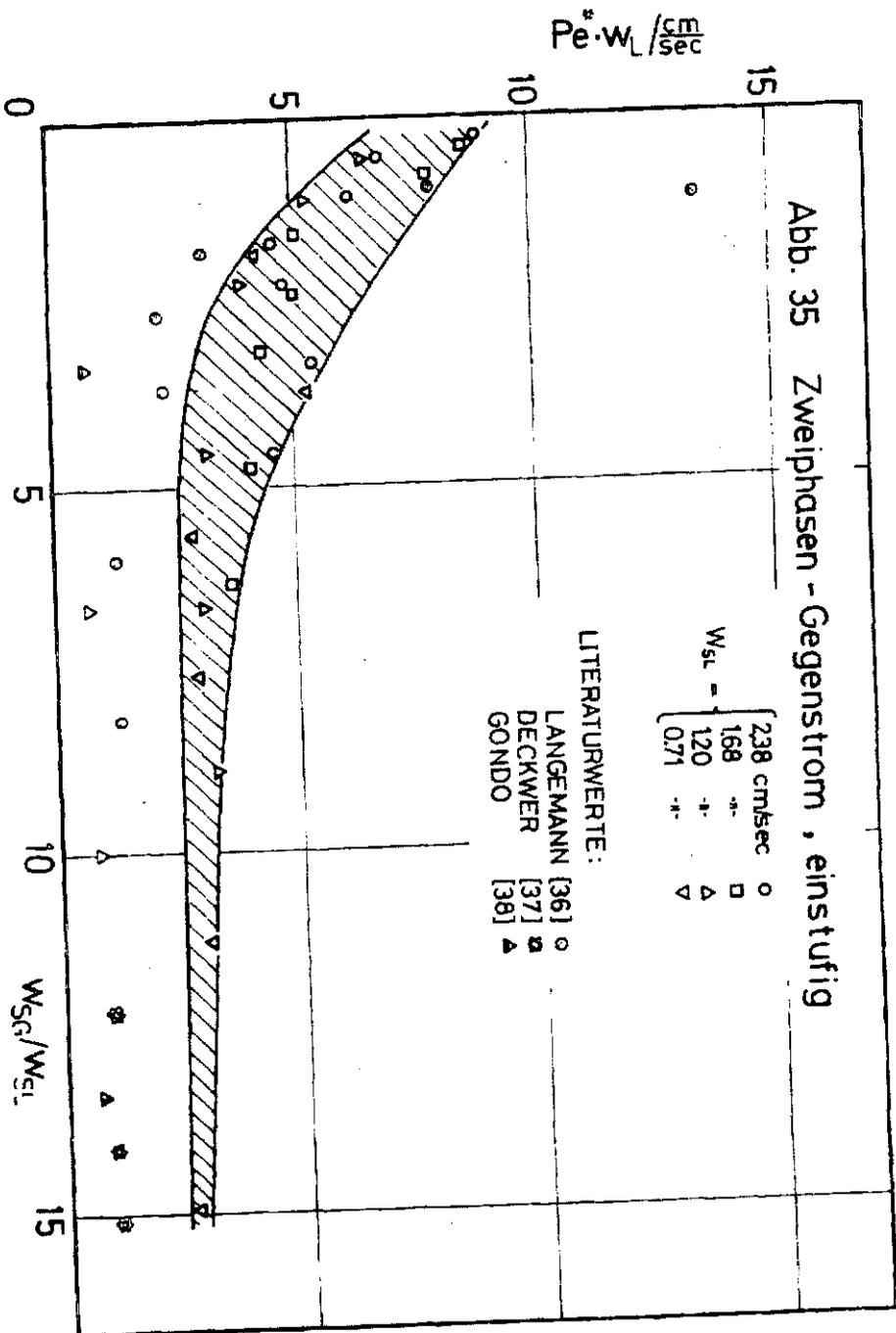
$$Pe^* \cdot w_L / \frac{cm}{sec} = S \quad (3.52)$$

wobei die von der Systemart abhängige Konstante S die in Tabelle 1 eingetragenen Werte annimmt.

Systemart	Konstante S	Bereich
einstufig, Zweiph.-Gleichst.	$3,00 \pm 0,50$	$5 < w_{SG}/w_{SL} < 15$
einstufig, Zweiph.-Gegenst.	$4,00 \pm 0,50$	$5 < w_{SG}/w_{SL} < 15$
mehrstufig, Zweiph.-Gleichst.	$6,75 \pm 0,75$	$5 < w_{SG}/w_{SL} < 15$
einstufig, Dreiph.-Gegenst.	$2,75 \pm 0,75$	$1 < w_{SG}/w_{SL} < 15$

Tabelle 1: Systemabhängige Konstante S im angegebenen Meßbereich

Abb. 35 Zweiphasen - Gegenstrom , einstufig

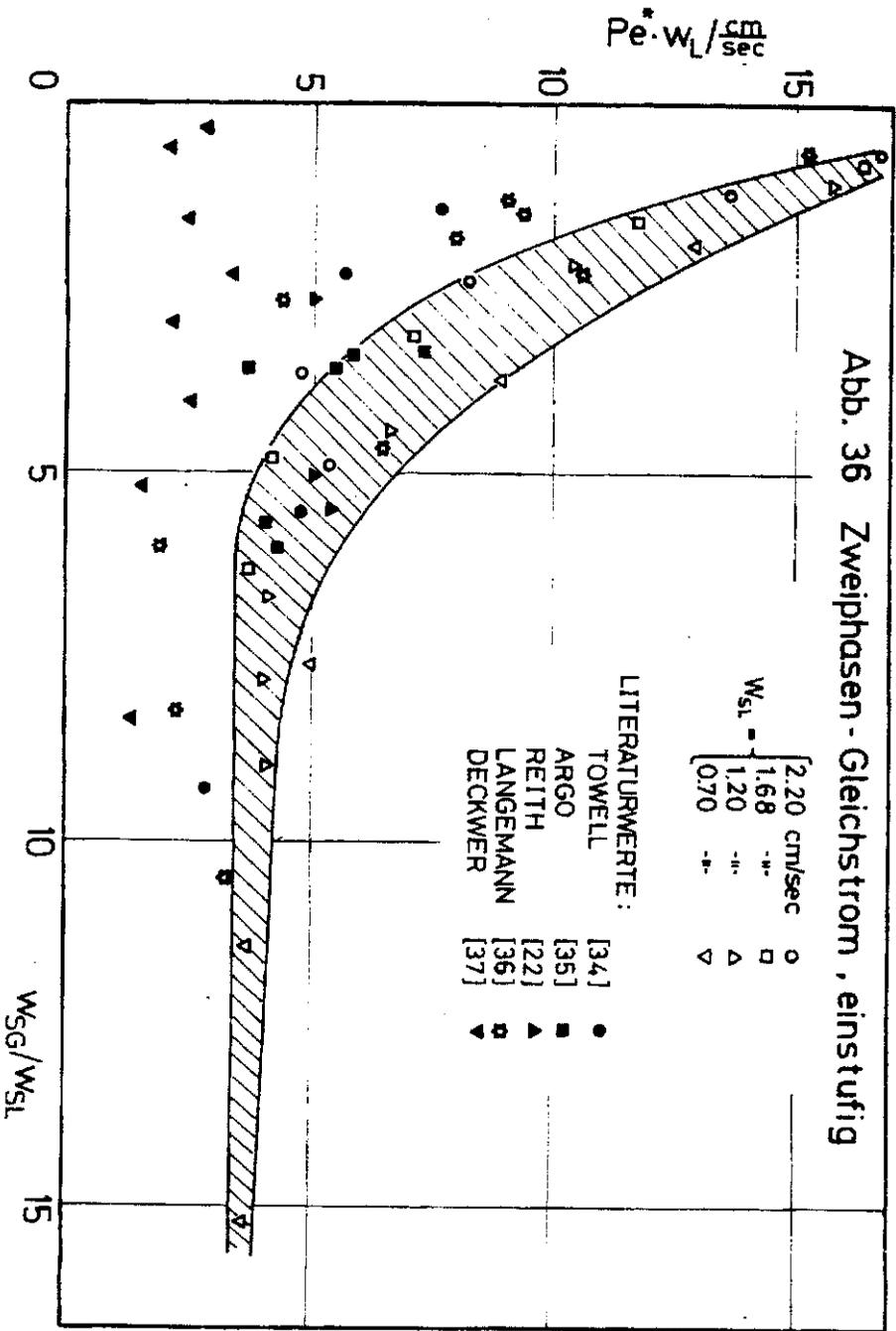


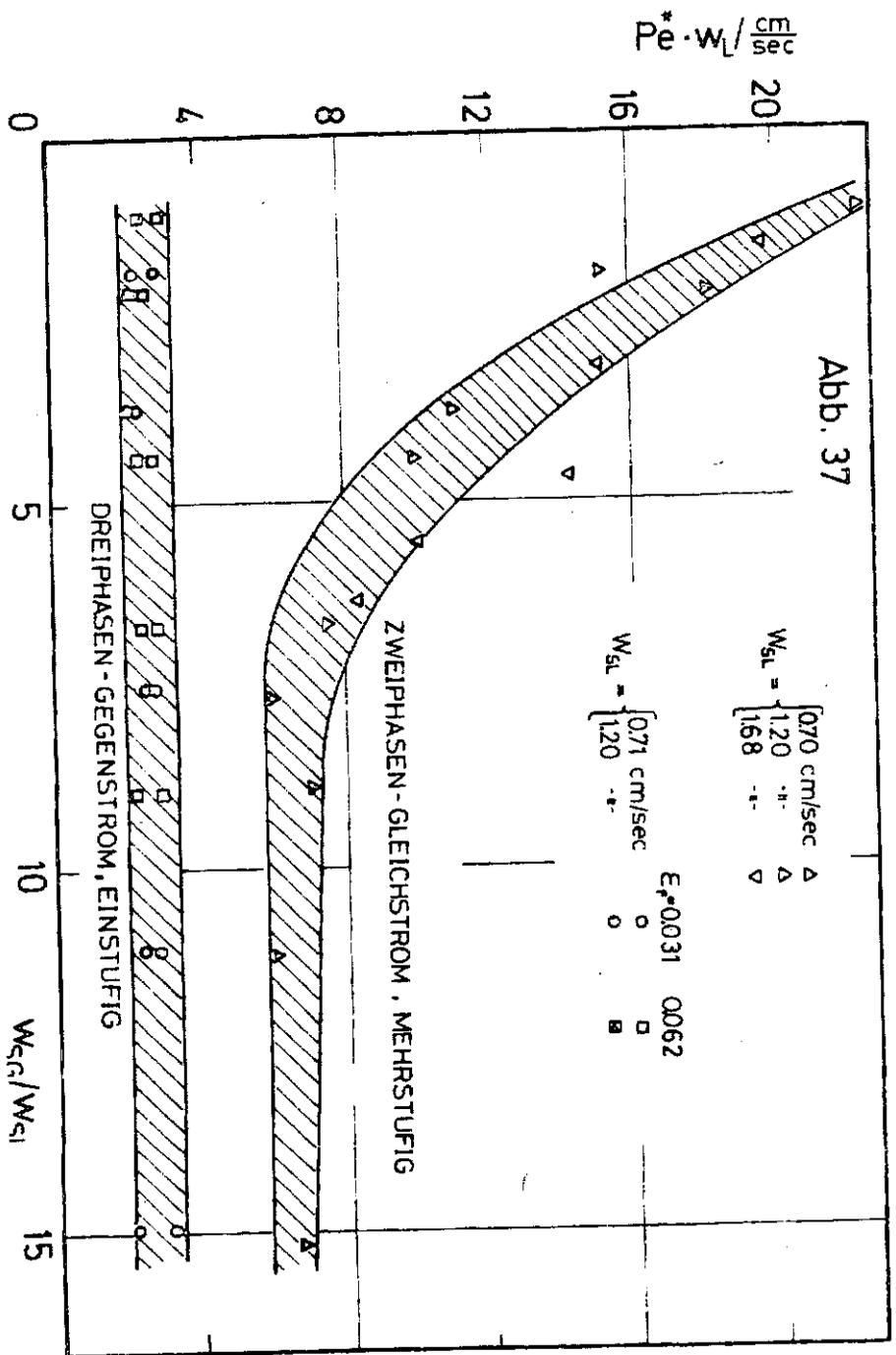
$W_{SL} = \begin{cases} 238 & \text{cm/sec} \\ 168 & \text{---} \\ 120 & \text{---} \\ 0.71 & \text{---} \end{cases}$

LITERATURWERTE:

- LANGEMANN [36] ○
- DECKWER [37] ◻
- GONDO [38] ▲

Abb. 36 Zweiphasen - Gleichstrom , einstufig





Der Verlauf der schraffiert gezeichneten Fläche hängt vor allem von der Relativgeschwindigkeit w_R und der Pe-Zahl ab. Da beim Dreiphasensystem mit steigendem Gasdurchsatz die Relativgeschwindigkeit größer (Abb. 5), die Pe-Zahl aber kleiner wird, erhält man für $Pe \cdot w_L$ einen annähernd konstanten Wert. Das gleiche Verhalten trifft auch für alle anderen Systeme ab $w_{SG}/w_{SL} > 5$ zu. Dagegen erkennt man im ersten Abschnitt ($w_{SG}/w_{SL} < 5$) eine Abnahme von $Pe \cdot w_L$, die sich durch die gleichzeitige Verringerung der Pe-Zahl und der Relativgeschwindigkeit mit steigendem Gasdurchsatz in diesem Bereich erklären läßt. Die unterschiedlichen Steigungen begründen sich durch die besonders bei niedriger Gasdurchsätzen verschieden hohen Pe-Zahlen für die einzelnen Systeme.

Die in den Abb. 55 - 56 zum Vergleich eingetragener Literaturwerte [22, 34, 35, 36, 37, 38] stimmen nicht immer mit den eigenen Meßergebnissen überein, da einerseits verschiedene Reaktorkonstruktionen (Gasverteiler, Säulenhöhe und -durchmesser) vorlagen und andererseits stationäre Untersuchungsmethoden angewandt wurden, die nur die Intensität der Rückvermischung berücksichtigten.

3.6 Erörterung der Ergebnisse hinsichtlich der in Blasensäulen durchzuführenden Fermentationen

Bei der Auslegung von Reaktoren zur Durchführung von mikrobiologischen Verfahren muß die Art des Fermentationsprozesses und die Betriebsweise berücksichtigt werden. Fermentationsprodukte können die Zellen selbst sein, wie bei der Hefezucht, oder die primären Stoffwechselprodukte wie Äthanol, Aceton sowie die sekundären Stoffwechselprodukte wie z.B. das Penicillin. Der Prozeß kann diskontinuierlich oder kontinuierlich durchgeführt werden. Kontinuierliche Verfahren, deren Klassifizierung von HERBERT [39] beschrieben wird, werden hauptsächlich dann angewandt, wenn in einer bestimmten, zur Bildung des gewünschten Stoffwechselproduktes notwendigen Wachstumsphase der Mikroorganismen stationär gearbeitet werden soll, um eine optimale Ausbeute zu erzielen.

Bei dem sehr häufig in der Biotechnik eingesetzten, einstufigen Rührfermenter wird zu einem günstigen Zeitpunkt in der exponentiellen Wachstumsphase die frische Nährlösung dem Tank zugeführt und in gleichem Maße das Fermentationsprodukt entnommen. Dieser Reaktortyp entspricht in seinem Verweilzeitverhalten ungefähr den in dieser Arbeit untersuchten einstufigen Blasensäulen-Anlagen. Der Nachteil dieses Reaktors ist der, daß auf Grund der hohen Vermischung die einzelnen Teilchen unterschiedliche Verweilzeiten aufweisen, so daß durch Nebenzüchtungen die Reaktion gehemmt werden kann. Dieser Nachteil kann durch Verwendung eines in mehrere Abschnitte eingeteilten Rohrreaktors vermieden werden. Dieses System ist zudem dadurch ausgezeichnet, daß durch vielseitige konstruktive Maßnahmen (Anzahl der Abschnitte, Abstand der Lochplatten voneinander, Bohrungsdurchmesser und freie Querschnittsfläche in den Lochplatten) die die Reaktion mitbestimmenden Parameter (Rücklaufverhältnis β , Durchmischung, Ablagerung von Zellen) in einem großen Bereich variiert werden können. Da dieser Reaktortyp außerdem viele Möglichkeiten für die Substratzuführung und für die Rückführung des Fermentationsproduktes bietet, ist er in letzter Zeit Gegenstand einiger Untersuchungen geworden [40,41,42,43].

Eine von BISCHOFF [43] durchgeführte Optimierung der Reaktorgröße (mittlere Verweilzeit) für einen bestimmten Umsatz zeigt, daß sich eine Kombination aus idealem Rührkessel und Strömungsrohr für eine biologische Reaktion vom autokatalytischen Typ am besten eignet. Dieses System kann durch eine Blasensäulen-Kaskade angenähert werden, bei der im ersten Reaktorabschnitt eine intensive Vermischung der Nährlösung mit den Mikroorganismen erreicht wird. Da vor allem die mehrstufige Blasensäule wegen ihrer vielseitigen konstruktiven Möglichkeiten eine variable Reaktionsführung gestattet, gibt sie Anlaß zu weiteren Untersuchungen auf diesem Gebiet.

4. Zusammenfassung

In dieser Arbeit wurden die hydrodynamischen Einflußgrößen: relativer Gasanteil und Verweilzeitverteilung in der flüssigen Phase als Funktion der Betriebsparameter gemessen. Zur Beschreibung des Strömungszustandes der verwendeten Mehrphasensysteme in einer ein- und mehrstufigen Blasensäule im Gleich- oder Gegenstrombetrieb wurden das axiale Dispersions-Pfropfenströmungsmodell und das allgemeine Zellenmodell mit Rückfluß benutzt. Die Ermittlung der Parameter erfolgte dadurch, daß dem System im Eingangsabschnitt ein nichtidealer δ -Impuls zugegeben wurde und die an zwei verschiedenen Stellen gemessenen Antwortfunktionen denen aus den Modellen berechneten durch Regression angepaßt wurden. Von den vier ausgewählten Auswertmethoden (Momentenmethode, modifizierte Momentenmethode, Anpassung der logarithmierten Übertragungsfunktion und Anpassung der Übertragungsfunktion durch nichtlineare Regression) lieferte das nichtlineare Optimierungsverfahren die besten Parameterwerte. Dagegen erscheint die Momentenmethode zur Parameterbestimmung bei Systemen mit hoher Vermischung unzureichend. Die Parameter des Zellenmodells mit Rückströmung konnten nur teilweise berechnet werden, da das Optimierungsverfahren nicht immer konvergierte. Deshalb wurden zur Charakterisierung des Strömungszustandes der verschiedenen Systeme nur die PECLET-Zahlen aus dem Dispersionsmodell verwendet.

Der relative Gasanteil ϵ_G nimmt bei allen untersuchten Systemen mit steigendem Gasdurchsatz annähernd linear zu und scheint dann einem konstanten Wert zuzustreben. Der Einfluß der Flüssigkeitgeschwindigkeit auf ϵ_G ist gering. Beim Gegenstromverfahren nimmt der Gasanteil mit steigendem Flüssigkeitsdurchsatz geringfügig zu, beim Gleichstromverfahren dagegen ab. Das Dreiphasensystem weist durch die Erhöhung der mittleren Dichte im Reaktor und die Veränderung der Blasengröße infolge des Feststoffeinsetzes den höchsten Gasanteil und damit die größte Austauschfläche zwischen Gas und Flüssigkeit auf.

Die mittlere Verweilzeit nimmt mit steigendem Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz ab. Die Differenz zwischen den Verweilzeiten in den verschiedenen Mehrphasensystemen für eine bestimmte Flüssigkeitgeschwindigkeit ist gering. Wegen der kontinuierlich durch den Reaktor strömenden Gasphase ist die Durchmischung in den einstufigen Systemen so stark, daß deren Verweilzeitverteilung eher der des idealen Rührkessels als der des idealen Strömungsrohres entspricht. Dagegen geben sich durch den Einbau von Lochplatten zur Verminderung der Rückvermischung aus den Verweilzeitverteilungsmessungen hohe PÉCLET-Zahlen und daraus niedrige axiale Durchmischungskoeffizienten. Bei allen Systemen nimmt die Durchmischung mit steigendem Gas- und Flüssigkeitsdurchsatz zu.

Zur Durchführung bestimmter, kontinuierlicher, aerober Fermentationen scheint die mehrstufige Gleichstromanlage am besten geeignet zu sein, da das dem idealen Strömungsrohr ähnliche Verweilzeitverhalten dieses Systems gleichgroße Verweilzeiten für alle zugeführten Mikroorganismen liefert. Die Beeinflussung der Zellkonzentrationen in den einzelnen Abschnitten durch konstruktive Maßnahmen gibt Anlaß zu weiteren Messungen innerhalb der Mehrstufenanlage.