

بررسی اثر فشار بر میزان ماندگی گاز در راکتورهای حبابی و دوغابی

پژوهش نفت

سال بیست و دوم
شماره ۷۱

صفحه ۵۶-۴۳، ۱۳۹۱

تاریخ دریافت مقاله: ۹۰/۹/۱۳

تاریخ پذیرش مقاله ۹۱/۹/۷

محمد رضا علایی، محمد ایرانی* و علی نخعی پور

واحد تبدیلات گازی، پژوهشگاه گاز، پژوهشگاه صنعت نفت

Iranim@irpi.ir

واژه‌های کلیدی: راکتورهای حبابی، راکتورهای دوغابی، ماندگی گاز، فشار بالا، رابطه تجربی

مقدمه

راکتورهای دوغابی و حبابی به دلیل کاربرد وسیع و سادگی ساخت و شرایط عملیاتی، در بسیاری از فرایندهای شیمیایی استفاده می‌شوند. هیدرودینامیک این راکتورها بسیار پیچیده است و مطالعات بسیار زیادی روی این بحث در چنین راکتورهایی صورت گرفته است. بررسی هیدرودینامیک این راکتورها برای مقاصد افزایش مقیاس بسیار حیاتی است.

برای مقاصد تجاری، راکتورهای دوغابی معمولاً در شرایط فشار بالا، سرعت ظاهری گاز^۱ زیاد و در برخی موارد مایع ویسکوز و یا دوغاب غلیظ عمل می‌کنند. برای مثال، می‌توان به فرایند سنتز فیشر-تروپش پارافین از گاز سنتز اشاره کرد [۱]. با وجود اینکه بررسی‌های زیادی بر روی

چکیده

در صنعت، معمولاً ستون راکتورهای حبابی و دوغابی در فشارهای بالای اتمسفری در حدود 7-35 Bar کار می‌کنند. با وجود بررسی‌های زیادی که در مورد ستون‌های حبابی و دوغابی انجام شده، تعداد مطالعات آزمایشگاهی صورت گرفته در فشار بالا بسیار محدود می‌باشد. در این مقاله، اثر فشار و غلظت جامد بر روی ماندگی کلی گاز با استفاده از آزمایش اختلاف فشار بررسی شده است. آزمایش‌های انجام شده در این مطالعه با استفاده از گازهای نیتروژن و هوا، سیال پارافین و سیلیس به عنوان جامد در یک ستون راکتوری به قطر ۱۶ cm و ارتفاع ۲/۸ m انجام گرفته است. محدوده فشار مطالعه شده در این تحقیق بین 7-18 Bar است. مشاهده شد که افزایش فشار عملیاتی، موجب افزایش ماندگی کلی افزوده می‌شود. همچنین شدت اثر افزایش فشار بر روی ماندگی کلی گاز با افزایش غلظت جامد کاهش می‌یابد. در نهایت، معادله‌ای جهت برآورد ماندگی کلی گاز برای فشارهای بالا بر حسب چگالی گاز (ρ_g)، سرعت ظاهری گاز (U)، چگالی دوغاب (ρ_{SL})، ویسکوزیته دوغاب (μ_{SL}) و کشش سطحی مایع (σ_L) ارائه شد.

1. Gas Superficial Velocity

جرم و سطح تماس گاز-مایع با افزایش فشار به طور قابل توجهی افزایش می‌یابد. اویوار و همکاران [۲۸] نشان دادند که افزایش ماندگی گاز در مایعات آلی نسبت به آب دیونیزه بیشتر است. نتایج تحقیقات کوجیما و همکاران [۴] ثابت کرد که سطح تماس با افزایش فشار زیاد شده و این اثر با کاهش سوراخ توزیع کننده گاز بیشتر می‌شود. این مطالعات محدود به رژیم‌های جریان همگن می‌باشد.

روش آزمایش و مواد

هدف اصلی در این مطالعه، بررسی هیدرودینامیک در یک راکتور حبابی دوغابی مشابه با راکتور مورد استفاده در فرآیند سنتز فیشر تروپش است. در این راکتور اثر سرعت ظاهری گاز، غلظت ذرات جامد، کشش سطحی و ارتفاع ستون مایع بر ماندگی کلی گاز در فشارهای بالای اتمسفری مورد مطالعه قرار گرفته است.

برای اندازه‌گیری ماندگی گاز در یک راکتور دوغابی، همان گونه که اشاره شد، روش‌های مختلفی وجود دارد. یکی از این روش‌ها، اندازه‌گیری اختلاف فشار دو نقطه از ستون است که با داشتن این اختلاف فشار می‌توان میزان ماندگی گاز e_G را محاسبه نمود.

عبور حباب‌های گاز در میان فاز دوغابی باعث تغییر افت فشار در طول ستون می‌شود که با معادله ۱ می‌توان آن را بیان کرد:

$$\frac{dP}{dh} = -\rho_F g \quad (1)$$

در رابطه بالا ρ_F دانسیته سیستم سه فازی است. از عبارت بالا می‌توان انتگرالگیری نمود:

$$\int_{P_B}^{P_T} dP = - \int_{L_B}^{L_T} \rho_F g dh \quad (2)$$

که محدوده‌های پایین و بالا توسط یک سلول اندازه‌گیری اختلاف فشار در ستون، تعیین می‌شود. در نتیجه:

$$(P_B - P_T) = \rho_F g (L_T - L_B) \quad (3)$$

همان طور که گفته شد، اختلاف فشار بین نقاط بالا و پایین، مستقیماً توسط یک سلول اندازه‌گیری اختلاف فشار نشان داده می‌شود و از آنجایی که اختلاف ارتفاع بین دو

هیدرودینامیک راکتورهای دوغابی و حبابی صورت گرفته، اما مطالعات آزمایشگاهی بسیار کمی بر روی این راکتورها در فشار بالا انجام شده است [۲-۱۳].

پارامترهای هیدرودینامیکی همچون ماندگی گاز، قطر حباب، سرعت بالا رفتن حباب‌ها و توزیع حباب‌ها نقش مهمی در طراحی، ساخت و آنالیز ستون‌های حبابی و دوغابی ایفا می‌کنند. ماندگی کلی گاز را می‌توان به وسیله روش‌های مختلف اندازه گرفت. این روش‌ها به دو دسته مداخله کننده در فرایند و عدم مداخله در فرایند تقسیم می‌شوند. انواع روش‌های اندازه‌گیری ماندگی گاز توسط کومار و همکاران [۱۴] و بویر و همکاران [۱۵] بررسی شده است. در میان روش‌های اندازه‌گیری ماندگی گاز، تکنیک و روش تخمین ماندگی گاز به وسیله اختلاف فشار، بیشتر مورد استفاده قرار گرفته است [۶، ۹، ۱۰، ۱۶ و ۱۷]. با این روش، ماندگی گاز با استفاده از میانگین اختلاف فشار استاتیکی در طول ستون و در بازه زمانی که شرایط به حالت یکنواخت می‌رسد، اندازه‌گیری می‌شود. ماندگی گاز به دست آمده، مقدار متوسط (فضایی و زمانی) در میان دو نقطه اندازه گرفته شده فشار می‌باشد. در عملیات نیمه-پیوسته، کارا و همکاران [۱۸] و تانگ و هیندل [۱۹-۲۱] نشان دادند که مقادیر ماندگی گاز به دست آمده از روش اختلاف فشار به خوبی (بین ۳٪ تا ۳۰٪) با مقادیر به دست آمده از اندازه‌گیری مستقیم (اندازه‌گیری ارتفاع مایع در قبل و بعد از ورود گاز و قطع جریان گاز^۱) همخوانی دارد.

بررسی‌های مختلفی در مورد اثر فشار بر روی هیدرودینامیک و انتقال جرم در ستون‌های حبابی و دوغابی انجام شده که خلاصه آن در جدول ۱ ارائه شده است.

مرور کارهای انجام شده نشان می‌دهد که بیشتر تحقیقات قبل از سال‌های دهه ۹۰ روی اثر فشار بر رژیم‌های جریان همگن متمرکز بوده است [۴، ۲۳، ۲۵، ۲۸-۳۱، ۳۵، ۳۷ و ۳۹]. وافوپولوس و موسر [۳۹] اولین محققانی بودند که در فشار بالا کار کرده‌اند. آنها به این نتیجه رسیدند که در سرعت‌های ظاهری پایین، فشار اثر قابل توجهی بر روی ماندگی گاز، ضریب انتقال جرم و یا سطح تماس ندارد. تحقیقات بعدی نشان داد ماندگی گاز، ضریب انتقال

جدول ۱- مروری بر کارهای انجام شده و شرایط و نحوه کار آنها

نویسندگان	سیستم	شرایط عملیاتی	تکنیک‌های اندازه‌گیری
ستون حبایی			
به‌کیش و همکاران [۲۲] (Behkish et al)	CH_4 و $\text{H}_2, \text{CO}, \text{N}_2$ - ایزوپارافین و مخلوط هگزان $D_c = 0.316 \text{ m}$, $H = 2/8 \text{ m}$	$P=0.17-1.8 \text{ Mpa}$ $T=293 \text{ K}$ $U_g=0.08-0.20 \text{ ms}^{-1}$	جذب گاز در یک سیستم بسته
دوس و شومپه [۳۲] (Dewes and Schumpe)	هوا-آب، محلول ۰/۸ مولار سولفات سدیم، محلول رزین زانتام و آلومینا $D_c = 0.15 \text{ m}$, $H = 1/37 \text{ m}$ توزیع کننده مشبک (۷ سوراخ به قطر ۱ mm)	$P=0.1-0.8 \text{ Mpa}$ $T=298 \text{ K}$ $U_g=0.03-0.08 \text{ ms}^{-1}$	اندازه‌گیری فشار
ایدوگاوا و همکاران [۲۴] (Idogawa et al)	هوا/ H_2, He ، $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ ، CH_3OH ، H_2O ، استن، محلول آب و الکل	$P=0.1-5 \text{ Mpa}$, $T=293 \text{ K}$ $U_g=0.0005-0.05 \text{ ms}^{-1}$	---
جیانگ و همکاران [۲۵] (Jiang et al)	N_2 - پاراترم NF $D_c = 0.0508 \text{ m}$	$P=0.1-12.2 \text{ Mpa}$, $T=298 \text{ K}$ $U_g=0.025-0.075 \text{ ms}^{-1}$	جذب گاز
کوجیما و همکاران [۴] (Kojima et al)	N_2/O_2 -آب، N_2/O_2 -محلول آنزیمی توزیع کننده نازلی با قطرهای مختلف $D_c = 0.045 \text{ m}$	$P=0.1-1.1 \text{ Mpa}$, $T=290-300 \text{ K}$ $U_g=0.0005-0.15 \text{ ms}^{-1}$	روش اندازه‌گیری ارتفاع، جذب اکسیژن
لاو و همکاران [۲۶] (Lau et al)	هوا- پاراترم NF $D_c = 0.1016 \text{ m}$ توزیع کننده مشبک (۱۲۰ سوراخ ۱/۵ mm)	$P=0.1-4.24 \text{ Mpa}$, $T=290, 365 \text{ K}$ $U_g=0.019-0.39 \text{ ms}^{-1}$	جذب اکسیژن
لمونین و همکاران [۲۷] (Lemonine et al)	N_2 -هوا، تولوئن، تولوئن+بنزویک اسید+بنزآلدهاید، آب $D_c = 0.316 \text{ m}$, $H = 2/8 \text{ m}$ توزیع کننده آنتنی	$P=0.182-0.82 \text{ Mpa}$, $T=2980 \text{ K}$ $U_g=0.056-0.15 \text{ ms}^{-1}$	جذب اکسیژن، روش مانومتری
لتزل و همکاران [۷] (.Letzel et al)	N_2 -آب $D_c = 0.15 \text{ m}$, $H = 1/3 \text{ m}$ توزیع کننده مشبک (۲۰۰ سوراخ ۰/۵ mm)	$P=0.1-1.3 \text{ Mpa}$, $T=293 \text{ K}$ $U_g=0.01-0.3 \text{ ms}^{-1}$	روش سرریز، روش فشار پله‌ای
اویوار و همکاران [۲۸] (Oyevaar et al.)	CO_2/N_2 - DEA، آب، CO_2/N_2 $D_c = 0.085 \text{ m}$, $H = 0.63 \text{ m}$ توزیع کننده مشبک (۱۶ سوراخ ۰/۵ mm)	$P=0.1-1.85 \text{ Mpa}$, $T=293 \text{ K}$ $U_g=0.01-0.09 \text{ ms}^{-1}$	جذب شیمیایی، روش اختلاف ارتفاع
اویوار و همکاران [۲۹] (Oyevaar et al.)	CO_2/N_2 - DEA، آب، CO_2/N_2 $D_c = 0.085 \text{ m}$, $H = 0.81 \text{ m}$ توزیع کننده مشبک (۲۱ سوراخ ۰/۴ mm) و متخلخل	$P=0.15 \text{ Mpa}$, $T=293 \text{ K}$ $U_g=0.01-0.10 \text{ ms}^{-1}$	جذب شیمیایی، روش اختلاف ارتفاع
پوهورکی و همکاران [۳۰] (Pohorecki et al.)	N_2 -آب $D_c = 0.304 \text{ m}$, $H = 4 \text{ m}$	$P=0.1-1.1 \text{ Mpa}$, $T=303-433 \text{ K}$ $U_g=0.014-0.035 \text{ ms}^{-1}$	عکسبرداری

ادامه جدول ۱

روش فشار	$P=0.1-1.1 \text{ Mpa}$, $T=293\text{K}$ $U_g=0.006-0.23\text{ms}^{-1}$	هوا، CO_2 ، Ar ، He ، N_2 ، ایزوپارافین $\gamma_m/\nu=0.0\text{m}$, $H/\nu=0.0\text{m}$	رایلی و همکاران [۱۱] (Reilly et al.)
جذب شیمیایی	$P=0.1-6.6 \text{ Mpa}$, $T=293\text{K}$ $U_g=0.01-0.5\text{ms}^{-1}$	آب، N_2/CO_2 ، DEA، ETG $D_e=0.15\text{m}$, $H=0.1\text{m}$ توزیع کننده مشبک (۲۸۴ سوراخ (۰/۴ mm	استگمان و همکاران [۳۱] (Stegeman et al.)
جذب شیمیایی	$P=0.1-6.6 \text{ Mpa}$, $T=293\text{K}$ $U_g=0.01-0.05\text{ms}^{-1}$	آب، N_2/CO_2 ، DEA، ETG $D_e=0.15\text{m}$, $H=0.1\text{m}$ توزیع کننده مشبک (۲۸۴ سوراخ یا قطر ۰/۴ mm)	ترمی و همکاران [۳۲] (Tarmy et al)
روش سرریز	$P=0.1-1 \text{ Mpa}$, $T=293\text{K}$ $U_g=0.001-0.30\text{ms}^{-1}$	$\text{N}_2/\text{Tellus oil}$ ، محلول گلوکز $D_e=0.15/0.23\text{m}$, $H=1/22\text{m}$ توزیع کننده مشبک (۱۹ سوراخ با قطر ۱۰ mm)	اورسینو و همکاران [۳۳] (Urseanu et al.)
عکسبرداری، اکسیداسیون غیر کاتالستی و جذب اکسیژن	$P=0.1-2 \text{ Mpa}$, $T=293\text{K}$ $U_g=0.01-0.15\text{ms}^{-1}$	هوا- سولفیت سدیم $D_e=0.15\text{m}$, $H=1/4\text{m}$ توزیع کننده مشبک (۱۹ سوراخ با قطر ۱۰ mm)	ویلکینسون و همکاران [۳۴] (Wilkinson et al.)
جذب گاز	$P=1-5 \text{ Mpa}$, $T=293-523\text{K}$ $U_g < 0.02\text{ms}^{-1}$	H_2/CO ، N_2 ، پارافین و پودر سیلیکاژل $D_e=0.37\text{m}$	ینگ و فن [۳۵] (Yang and fan)
ستون دوغابی			
روش مانومتری	$P=0.7-3.0 \text{ Mpa}$, $T=300-453\text{K}$ $U_g=0.07-0.39\text{ms}^{-1}$	N_2 ، He ، ایزو پارافین - آلومینا توزیع کننده آنتنی	بهکیش و همکاران [۳۶] (Behkish et al.)
جذب گاز، روش فشار	$P=0.4 \text{ Mpa}$, $T=532\text{K}$ $U_g=0.0044-0.034\text{ms}^{-1}$	N_2 - واکس - آلومینا $D_e=0.1\text{m}$, $H=2/3\text{m}$ توزیع کننده آنتنی	دکور و همکاران [۳۷] (Deckwer et al.)
روش جذب گاز، روش مانومتریک	$P=0.126-0.787 \text{ Mpa}$, $T=2983\text{K}$ $U_g=0.06-0.355\text{ms}^{-1}$	H_2 ، CO ، CH_4 ، N_2 - هگزان - اکسید آهن $D_e=0.31\text{m}$, $H=2/8\text{m}$ توزیع کننده آنتنی	اینگا و مورسی [۳۸] (Inga and Morsi)

و ارتفاع کل ستون ۲/۸ m است. ارتفاعی که در آن اختلاف فشار به منظور بررسی ماندگی گاز اندازه‌گیری می‌شود، ۸۰ cm است که به فاصله یک قطر (D) بالاتر از توزیع‌کننده قرار دارد. توزیع‌کننده به کار رفته در ستون از نوع سوراخ‌دار با تعداد ۸ سوراخ به قطر ۱ mm می‌باشد.

مواد مورد آزمایش

فاز مایع: فاز مایع در این مطالعات آب و پارافین می‌باشد. مشخصات آب در جدول ۲ آورده شده است.

مشخصات مواد مصرفی

عمده مواد مصرفی پودر سیلیس و پارافین است که به ترتیب از شرکت‌های ستبران و کارا شیمی خریداری شدند. مشخصات زیر برای این دو ماده در دسترس می‌باشد.

الف- پارافین

نتایج آزمایش‌های تقطیر ۷۶۰ mmHg به روش ASTM D-86 در جدول ۳ آورده شده است. همچنین گرانی و چگالی پارافین خریداری شده در جدول ۴ خلاصه شده است.

ب- پودر سیلیس

مشخصات اندازه‌گیری شده سیلیس در جدول ۵ آورده شده است.

نقطه اندازه‌گیری اختلاف فشار، مشخص است، معادله ۳ را می‌توان به صورت زیر نوشت:

$$\Delta P_{\text{cell}} = \rho_F g \Delta L_{\text{cell}} \quad (4)$$

دانسیته سیستم سه فازی را می‌توان با استفاده از عبارت ماندگی به صورت زیر بیان کرد:

$$\rho_F = \varepsilon_G \rho_G + (1 - \varepsilon_G) \rho_{SL} \quad (5)$$

با جای‌گزینی معادله ۵ در معادله اختلاف فشار ۴ و حل آن برای ε_G ، می‌توان رابطه ماندگی گاز را به صورت معادله زیر نشان داد:

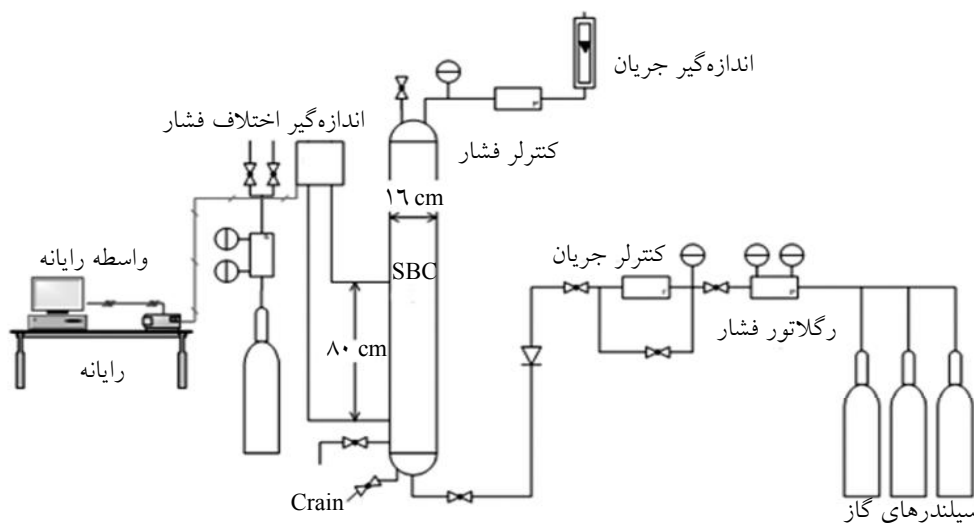
$$\varepsilon_G = \left(\frac{\rho_{SL}}{\rho_{SL} - \rho_G} \right) \times \left(1 - \frac{\Delta P_{\text{cell}}}{\rho_{SL} g \Delta L_{\text{cell}}} \right) \quad (6)$$

بنابراین همان‌گونه که از معادله ۶ برمی‌آید، مهم‌ترین عامل در تعیین صحت ماندگی گاز، اندازه‌گیری اختلاف فشار بین دو نقطه ستون دوغابی است.

برای این منظور از یک سلول اندازه‌گیری اختلاف فشار (Autrol APT300) استفاده شد. این سلول دارای یک انتقال‌دهنده داده^۱ با یک پردازش‌گر هوشمند است که دارای انعطاف در کالیبراسیون و خروجی فشار می‌باشد.

شماتیک سامانه استفاده شده در این مطالعه در شکل ۱ نشان داده شده است.

قطر داخلی ستون طراحی شده برای این آزمایش ۱۶ cm



شکل ۱- سامانه بررسی هیدرودینامیک جریان در راکتور حبابی دوغابی

ظاهری گاز (Ug) در فشارهای مختلف برای درصد جامد صفر نشان می‌دهد. با افزایش فشار، میزان ماندگی گاز زیاد می‌شود. افزایش فشار عملیات باعث افزایش دانسیته گاز می‌شود. کریشنا و همکاران [۴۰] اظهار کردند که ماندگی گاز وابستگی ویژه‌ای به دانسیته گاز در فشارهای بالای عملیاتی دارد. به بیانی دیگر، افزایش دانسیته گاز در اثر افزایش فشار، معادل با استفاده از گازی با وزن مولکولی بالاتر است.

این پدیده را می‌توان این‌گونه توضیح داد که با افزایش فشار، به هم پیوستن حباب‌های گازی به تعویق افتاده و در نتیجه تعداد حباب‌های ریز افزایش می‌یابد که این امر باعث افزایش ماندگی در فشارهای بالا می‌شود.

افزایش ماندگی گاز مشاهده شده در فشارهای عملیاتی بالا به دو دلیل عمده می‌باشد. اول اینکه، تغییر رژیم جریان از حالت همگن به غیر همگن دیرتر صورت می‌گیرد، یعنی در فشارهای عملیاتی بالا این تغییر در سرعت‌های ظاهری (U_{trans}) بالاتر اتفاق می‌افتد. بنابراین، ماندگی گاز در نقطه گذر ($\epsilon_{g,trans}$) بیشتر است. کریشنا و همکاران [۴۱] برای این تأخیر یک توجیه فیزیکی بر مبنای کاهش پراکندگی ثبات جریان ارائه کردند. افزایش فشار همچنین منجر به افزایش ماندگی حباب‌های بزرگ می‌شود. دلیل این امر، افزایش شکست حباب‌های بزرگ و در نتیجه کاهش پایداری حباب‌ها است. لئزل و همکاران [۸] این اثر را با استفاده از آنالیز پایداری کلونین-هلمهولتز توضیح دادند. بنابراین، افزایش فشار سیستم، علاوه بر ایجاد تأخیر در گذر به جریان ناهمگن، باعث افزایش شکست حباب‌های بزرگ‌تر می‌شود.

در شکل ۲ ب این پدیده برای دوغابی با ۱۰٪ ماده جامد نشان داده شده که روند افزایش ماندگی برای فشارهای بالا در این شکل نیز دیده می‌شود.

نتیجه دیگری که از شکل ۲ به دست می‌آید این است که با افزایش فشار، سرعتی که در آن رژیم جریان تغییر می‌کند و از رژیم حبابی به رژیم درهم تبدیل می‌گردد، بیشتر می‌شود.

جدول ۲- مشخصات آب

کشش سطحی	دانسیته	گرانروی	
۰/۰۰۷۲ N/m	۱۰۰۰ Kg/m ³	۰/۸۹۰۴ (cst)	آب

جدول ۳- جدول تقطیر ASTM پارافین

درصد حجمی	دمای جوش
IBP	۲۳۷ °C
٪۱۰ (vol)	۲۷۷ °C
٪۵۰ (vol)	۳۱۸ °C
٪۹۰ (vol)	۳۷۰ °C
FBP	۳۹۲ °C

جدول ۴- گرانروی و چگالی پارافین خریداری شده

مشخصه	۳۰ °C	۱۰۰ °C
گرانروی (cst)	۹/۳۳۲	۲/۲۸۶
چگالی (g/cm ³)	۰/۸۱۶۹	۰/۷۷۰۴

جدول ۵- مشخصات سیلیس

مقدار	مشخصه
۴۵ (μm)	متوسط قطر ذرات
۲/۷ (g/cm ³)	دانسیته ذره

فاز جامد: فاز جامد مورد استفاده پودر سیلیس می‌باشد. از آنجایی که اندازه ذرات پودر سیلیس از عوامل مؤثر در رفتار هیدرودینامیکی این راکتورها به شمار می‌رود، متوسط قطر ذرات از روش‌های عکس‌برداری و غربال کردن تعیین شده است.

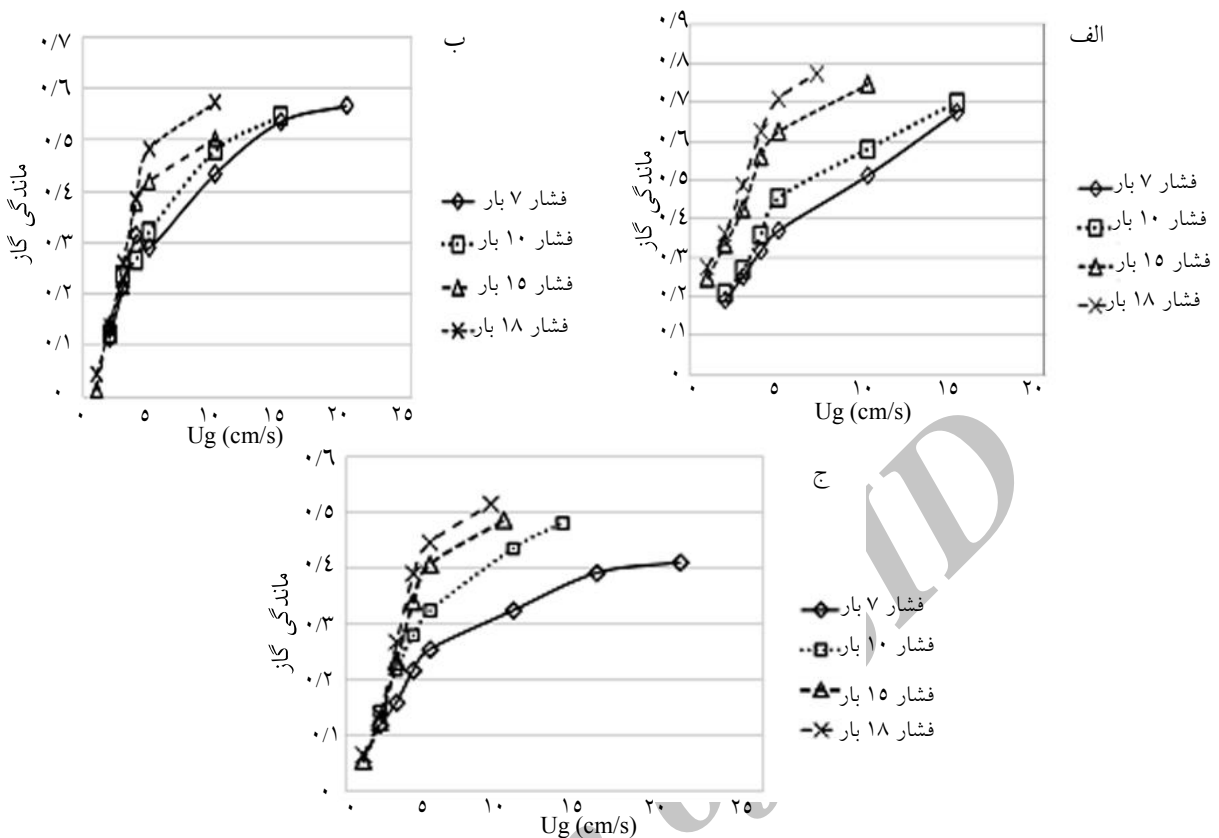
فاز گاز: در مطالعات هیدرودینامیکی راکتور حبابی دوغابی از دو نوع گاز متفاوت، هوا و نیتروژن استفاده شده است.

بررسی و نتایج آزمایش‌ها

اثر فشار بر روی ماندگی گاز در درصد جامدهای مختلف

در شکل ۲ اثر فشار بر ماندگی گاز برای درصد جامد ۱۰، ۱۰ و ۱۵ آورده شده است.

شکل ۲- الف تغییرات ماندگی گاز را نسبت به سرعت



شکل ۲- اثر فشار روی ماندگی کلی گاز برای درصدهای مختلفی از ماده جامد الف) ۰٪، ب) ۱۰٪ و ج) ۱۵٪

تحقیقات انجام شده، افزایش ذرات جامد در فاز مایع باعث کاهش ماندگی گاز می‌شود [۵، ۳۷ و ۴۲].

شکل ۳- الف، اثر غلظت جامد روی ماندگی گاز در فشار ۷ بار را نشان می‌دهد. مطابق انتظار، با افزایش غلظت جامد، ماندگی گاز کاهش می‌یابد. در شکل ۳-ب تا ۳-د اثر غلظت جامد روی ماندگی گاز برای فشارهای ۱۰، ۱۵ و ۱۸ بار نشان داده شده است.

همان گونه که از شکل ۳ برمی‌آید، با افزایش غلظت جامد، ماندگی گاز کاهش پیدا کرده است. این نتیجه‌گیری توسط کوید و همکاران [۴۳]، کارا و همکاران [۱۸]، کلکار و همکاران [۴۴] و یاسونیشی و همکاران [۴۵] نیز ارائه شده و می‌توان آن را به افزایش قطر متوسط حباب‌ها ناشی از افزایش غلظت، نسبت داد [۴۵]. علاوه بر این، مشاهده می‌شود که انتقال رژیم جریان از همگن به ناهمگن، در سرعت‌های ظاهری کمتری اتفاق می‌افتد.

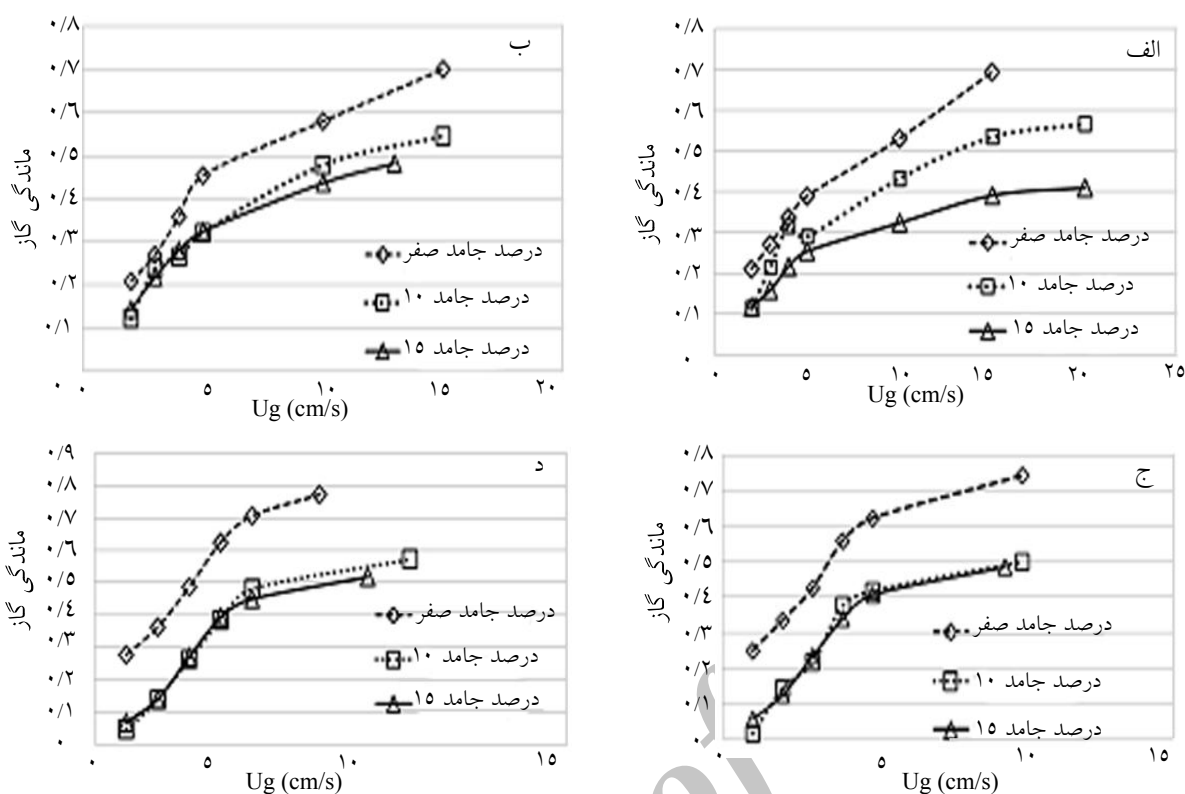
برای ماده جامد ۱۵٪ روند تغییر ماندگی گاز با سرعت ظاهری گاز در شکل ۲ ج رسم شده است. همان گونه که ملاحظه می‌شود، روند تغییرات ماندگی گاز مشابه حالات قبل می‌باشد.

نکته حائز اهمیت و قابل توجه در مورد دوغاب‌هایی با ۱۰ و ۱۵٪ ماده جامد این است که برای رژیم حبابی در این درصدهای جامد، فشار تاثیر قابل توجهی روی ماندگی گاز ندارد. اما در نزدیکی و بعد از ناحیه انتقال رژیم جریان از حبابی به چرن-درهم، افزایش فشار باعث افزایش ماندگی می‌شود.

نکته ذکر شده در مورد سرعت ظاهری تغییر رژیم جریان در این درصد جامد مشهود است.

اثر درصد جامد بر ماندگی گاز در فشار بالا

ذرات جامد در فاز مایع باعث تغییر در خواص فیزیکی مایع از جمله ویسکوزیته و دانسیته خواهد شد. بر اساس



شکل ۳- اثر غلظت جامد بر روی ماندگی کلی گاز در فشارهای مختلفی از ماده جامد الف (۷ بار، ب) ۱۰ (ج) ۱۵ بار و د) ۱۸ بار بر حسب سرعت‌های مختلف

کاهش ماندگی گاز می‌شود. اما همان گونه که مشاهده می‌شود، افزایش جمعیت حباب‌های درشت دارای یک مقدار حدی است و بعد از رسیدن به این مقدار حدی، اثر افزایش غلظت ذرات روی ماندگی کلی گاز ناچیز است. می‌توان کاهش ماندگی کلی گاز در سیستم‌های دوغابی را به ویسکوزیته دوغاب نیز مرتبط دانست. در راکتورهای حبابی-دوغابی، افزایش غلظت ذرات جامد باعث افزایش ویسکوزیته دوغاب و در نتیجه تشکیل حباب‌های درشت در سیستم می‌شود. بنابراین در فشار و سرعت گاز ثابت، مومنتم گاز به ازای هر واحد حجم دوغاب با افزایش غلظت ذرات جامد کاهش پیدا می‌کند و باعث کاهش ماندگی کلی سیستم می‌شود.

مشاهده شده است که ویسکوزیته دوغاب^۱ بر ماندگی گاز اثر قابل توجهی دارد. این نتایج با نتایج حاصل از مراجع [۳۸ و ۴۶] سازگار می‌باشد. اگر ماندگی گاز به دو قسمت ماندگی حباب‌های درشت و حباب‌های ریز تقسیم شود داریم:

در اثر افزایش فشار، شکست حباب‌های بزرگ به کوچک در نقطه گذر بیشتر صورت می‌گیرد، در نتیجه جمعیت حباب‌های کوچک نسبت به حباب‌های بزرگ بیشتر شده و نتیجه ماندگی گاز نسبت به حالت فشار پایین بیشتر است، همچنین چون ماندگی گاز در نقطه مرزی گذر با سرعت ظاهری متناسب است، بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که نقطه گذر رژیم جریان در فشارهای بالا، در سرعت‌های بالاتر اتفاق می‌افتد.

افزایش غلظت ذرات جامد در غلظت‌های کمتر باعث کاهش بیشتری در ماندگی کلی گاز می‌شود.

در غلظت‌های ۱۰ و ۱۵٪ جامد، اثر افزایش غلظت جامد بر ماندگی کلی گاز قابل اغماض است. از تحقیقات گذشته می‌توان نتیجه گرفت که اثر افزایش غلظت جامد بر ماندگی کلی گاز در غلظت‌های پایین مشهودتر و موثرتر است.

افزایش غلظت ذرات جامد باعث افزایش به هم پیوستن حباب‌ها شده و جمعیت حباب‌های درشت در سیستم زیاد می‌شود. از آنجایی که حباب‌های درشت دارای سرعت بیشتری نسبت به حباب‌های کوچک می‌باشند، منجر به

قبل از هر چیز باید خواص مواد و مشخصات سامانه آزمایش را در نظر گرفت که قبلاً در مورد آن توضیح داده شده است.

پارامترهایی که برای مدل‌سازی در نظر گرفته می‌شود، عبارتند از:

دانسیته گاز: ρ_g (که اثر فشار برای مدل با این پارامتر در نظر گرفته می‌شود)

دانسیته دوغاب: ρ_{SL}

ویسکوزیته دوغاب: μ_{SL} (که اثر میزان درصد جامد در این دو پارامتر مستتر است)

کشش سطحی مایع: σ_L

سرعت ظاهری گاز: U_g .

تمام پارامترها در واحد SI در نظر گرفته می‌شود.

برای محاسبه دانسیته دوغاب می‌توان از رابطه زیر استفاده کرد:

$$\rho_{SL} = c_v \rho_{S+} + (1 - c_v) \rho_L \quad (8)$$

که در آن ρ_S دانسیته جامد، ρ_L دانسیته مایع و c_v درصد حجمی جامد در دوغاب می‌باشد. لازم است که درصدهای وزنی که برای آزمایش در نظر گرفته شده جهت استفاده در رابطه بالا به درصد حجمی تبدیل شود که این محاسبات در جدول ۶ خلاصه شده است.

$$V_{Total} = 20 \text{ lit.} = 0.020 \text{ m}^3$$

$$\rho_S = 2700 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$\rho_L = 817 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$$

برای به دست آوردن ویسکوزیته دوغاب نیز از رابطه انیشتین به صورت زیر استفاده شده است.

$$\mu_{SL} = \mu_L (1 + Kc_v) \quad (9)$$

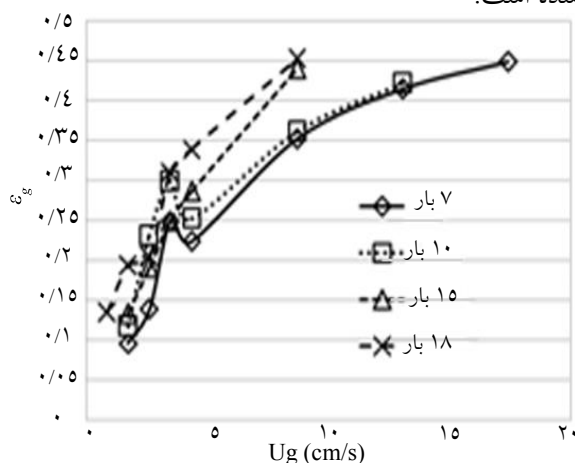
که در آن K از دکور و همکاران^۱ [۳۷] گرفته شده است که برای دوغاب هاپکالیت^۲ در پارافین توسعه داده شده است و مقدار آن برابر ۴/۵ در نظر گرفته شده است. بنابراین طبق این معادله، میزان ویسکوزیته دوغاب برابر جدول ۶ در محاسبات آورده شده است.

$$\varepsilon_{total} = \varepsilon_{b,small} + \varepsilon_{b,large} \quad (7)$$

طبق نظریه کریشنا [۱، ۵] می‌توان ادعا کرد که ماندگی مربوط به حباب‌های درشت با افزایش غلظت ذرات جامد ثابت می‌ماند و ماندگی مربوط به حباب‌های ریز به دلیل افزایش غلظت ذرات جامد که باعث کاهش جمعیت حباب‌های ریز می‌شود، کاهش پیدا می‌کند [۱ و ۵] بنابراین ماندگی کلی سیستم که حاصل جمع ماندگی حباب‌های ریز و درشت است، کاهش می‌یابد.

همان‌گونه که مشاهده می‌شود، ماندگی گاز در غلظت‌های بالا تقریباً ثابت است. بنابراین، می‌توان نتیجه گرفت که در غلظت‌های زیاد، اثر ذرات جامد بر ماندگی گاز کم و ناچیز است. زیرا در سیستم‌هایی که در فشار بالا عمل می‌کنند، حباب‌های درشت مدت زمان بیشتری در سیستم باقی می‌ماند و بنابراین، شدت تغییرات ماندگی نسبت به سیستم‌هایی که در فشار پایین عمل می‌کنند، می‌تواند کمتر باشد.

علاوه بر تست‌های انجام شده برای پارافین، چند تست دیگر با آب برای مطالعه کشش سطحی و بررسی تاثیر آن بر ماندگی گاز انجام شد که نتایج آن در شکل ۴ آورده شده است.



شکل ۴- اثر فشار بر روی ماندگی کلی گاز برای سیال آب در سرعت‌های مختلف

ارائه مدل و بررسی نتایج تجربی

با توجه به آزمایش‌های انجام شده، مدلی برای پیش‌بینی نتایج آزمایشگاهی ارائه می‌شود که در ادامه روند به دست آوردن معادله آن توضیح داده می‌شود.

1. Deckwer
2. Hopcalite

جدول ۶- محاسبات مربوط به تبدیل درصد وزنی جامد به درصد حجمی

Cs	۰	۰/۱	۰/۱۵	۰/۲
ρ_{SL}	۸۱۷	۸۷۸/۲۴۹۸	۹۱۲/۴۵۲۷	۹۴۹/۴۲۷۶
Cv	۰	۰/۰۳۲۵۲۸	۰/۰۵۰۶۹۲	۰/۰۷۰۳۲۸
m_T	۲۰/۴۲۵	۲۱/۹۵۶۲۴	۲۲/۸۱۱۳۲	۲۳/۷۳۵۶۹
m_s	۰	۲/۱۹۵۶۲۴	۳/۴۲۱۶۹۸	۴/۴۷۴۱۳۸
V_{solid}	۰	۰/۰۰۰۸۱۳	۰/۰۰۱۲۶۷	۰/۰۰۱۷۵۸
μ_{SL}	۸۱۷	۸۷۸/۲۴۹۸	۹۱۲/۴۵۲۷	۹۴۹/۴۲۷۶

برای بررسی پراکندگی و قابلیت پیش‌بینی این معادله، نمودار قیاس^۲ آن در شکل ۵ رسم شده است.

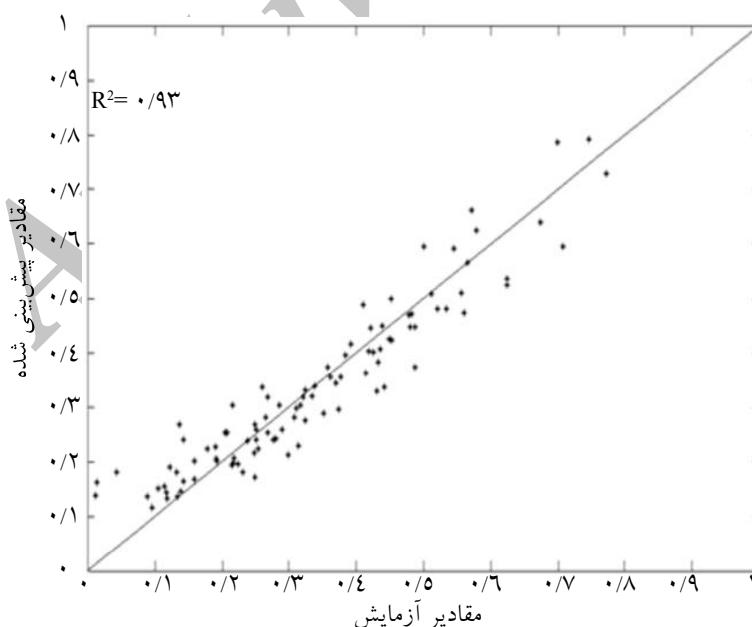
با توجه به نمودار داده شده و مقدار ضریب همبستگی به دست آمده که برابر ۰/۹۳ است، می‌توان نتیجه گرفت که معادله به دست آمده به وسیله روش رگرسیون، دارای دقت خوبی در پیش‌بینی ماندگی گاز می‌باشد.

در ضمن خطای نسبی معادله داده شده نسبت به مقادیر تجربی کمتر از ۷٪ است.

با استفاده از این خواص و داده‌های آزمایشات انجام شده، به وسیله رگرسیون غیر خطی و روش لونبرگ - مارکوارت^۱ رابطه‌ای برای محاسبه ماندگی گاز بر حسب پارامترهای مذکور به دست آمد.

بنابراین روش، معادله به دست آمده به صورت رابطه ۱۰ زیر است.

$$\varepsilon_g = 2/0.98 \times 10^{-4} \frac{\rho_g^{0.582} U_g^{0.564}}{\rho_{SL}^{0.904} \cdot \mu_{SL}^{1/312} \cdot \sigma_L^{4/433}} \quad (10)$$



شکل ۵- نمودار پراکندگی داده‌های پیش‌بینی شده و داده‌های آزمایش

1. Levenberg-Marquardt
2. Parity

نتیجه‌گیری

در این تحقیق، اثر فشار و غلظت جامد بر روی ماندگی کلی گاز در راکتور حبابی و دوغابی بررسی شد. چنانچه از نتایج آزمایشات بر می‌آید، در اثر افزایش فشار، ماندگی کلی گاز افزایش می‌یابد و با افزایش درصد جامد، مقدار ماندگی گاز کاهش پیدا می‌کند. بنابراین در طراحی این نوع راکتورها باید به این موضوع توجه نمود. از آنجا که پیش بینی مقدار ماندگی گاز برای مقاصد طراحی راکتور و افزایش مقیاس از اهمیت بسیار بالایی برخوردار است، در این تحقیق رابطه‌ای ارائه گردید که پیش‌بینی‌های آن نسبت به مقادیر آزمایش از دقت خوبی برخوردار است.

V : حجم (m^3)

m : جرم (Kg)

K : ضریب رابطه انیشتین

حروف یونانی

ρ : چگالی (Kg/m^3)

μ : ویسکوزیته (pa.s)

σ : کشش سطحی (N/m)

Δ : اختلاف

ε : ماندگی

زیرنویس

G, g : گاز

SL : دوغاب

L : مایع

F : سیال

B : پایین

T : بالا

b : حباب

v : حجمی

s : جامد

علائم و نشانه‌ها

U : سرعت ظاهری (m/s)

P : فشار (pa)

h : ارتفاع (m)

g : شتاب جاذبه ($9.8 m/s^2$)

L : سطح ارتفاع (m)

D : قطر ستون (m)

IBP : نقطه آغاز جوشش (K)

FBP : نقطه انتهای جوشش (K)

c : غلظت جامد

مراجع

- [1]. Krishna R., and Sie S. T., "Design and scale up of a bubble column slurry reactor for Fischer-Tropsch synthesis. *Chemical Engineering Science*", 56(2): pp. 537-545, 2001.
- [2]. Fan L.S., Yang G.Q., Lee D.J., Tsuchiya K. and Luo X., "Some aspects of high-pressure phenomena of bubbles in liquids and liquid-solid suspensions", *Chemical Engineering Science*, 54(21): pp. 4681-4709, 1999.
- [3]. Kemoun A., Kemoun A., Ong B. Ch., Gupta P., Al-Dahhan M. H. and Dudukovic M. P., "Gas holdup in bubble columns at elevated pressure via computed tomography. *International Journal of Multiphase Flow*", 27(5): pp. 929-946, 2001.
- [4]. Kojima H., Sawai J., and Suzuki H., "Effect of pressure on volumetric mass transfer coefficient and gas holdup in bubble column", *Chemical Engineering Science*, 52(21-22): pp. 4111-4116, 1997.
- [5]. Krishna R., Urseanu M.I., and Dreher A.J., "Gas hold-up in bubble columns: influence of alcohol addition versus operation at elevated pressures", *Chemical Engineering and Processing*, 39(4): pp. 371-378, 2000.

- [6]. Letzel H. M., Schouten J. C., Krishna R. and van den Bleek C. M., "Gas holdup and mass transfer in bubble column reactors operated at elevated pressure" *Chemical Engineering Science*, 54(13-14): pp. 2237-2246, 1999.
- [7]. Letzel H.M., Schouten J.C., van den Bleek C.M. and Krishna R., "Influence of elevated pressure on the stability of bubbly flows", *Chemical Engineering Science*, 52(21-22): pp. 3733-3739, 1997.
- [8]. Letzel M.H., Schouten J.C., van den Bleek C.M. and Krishna R. , "Effect of gas density on large-bubble holdup in bubble column reactors", *AIChE Journal*, 44(10): pp. 2333-2336, 1998.
- [9]. Lin T.J., Tsuchiya K., and Fan L.S., "Bubble flow characteristics in bubble columns at elevated pressure and temperature", *AIChE Journal*, 44(3): pp. 545-560, 1998.
- [10]. Luo X., Lee D. J., Lau R., Yang G. and Fan L.S., "Maximum stable bubble size and gas holdup in high-pressure slurry bubble columns", *AIChE Journal*, 45(4): pp. 665-680, 1999.
- [11]. Reilly I.G., Scott D. S., Debruijn T. J. W and Macintyre D., "The role of gas phase momentum in determining gas holdup and hydrodynamic flow regimes in bubble column operations", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 72(1): pp. 3-12, 1994.
- [12]. Shollenberger K.A., Torczynski J.R., Adkins D.R., O'Hern T.J. and N.B. Jackson, "Gamma-densitometry tomography of gas holdup spatial distribution in industrial-scale bubble columns", *Chemical Engineering Science*, 52(13): pp. 2037-2048, 1997.
- [13]. Wilkinson P.M., Spek A.P., and van Dierendonck L.L. , "Design parameters estimation for scale-up of high-pressure bubble columns", *AIChE Journal*, 38(4): pp. 544-554, 1992.
- [14]. Kumar S., Dudukovic M.P., and Toseland B.A., Measurement techniques for local and global fluid dynamic quantities in two and three phase systems, in *Other Information: PBD: p. Medium: ED; Size: pp. 52, Jan 1998*.
- [15]. Boyer C., Duquenne A.-M., and Wild G., "Measuring techniques in gas-liquid and gas-liquid-solid reactors", *Chemical Engineering Science*, 57(16): pp. 3185-3215., 2002.
- [16]. Su X. and Heindel T.J., "Gas Holdup in a Fiber Suspension", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 81(3-4): pp. 412-418, 2003.
- [17]. Su, X. and Heindel T.J., "Gas Holdup Behavior in Nylon Fiber Suspensions. *Industrial & Engineering Chemistry Research*", 43(9): pp. 2256-2263, 2004.
- [18]. Kara S., Shah Y. T., and Carr N. L., "Hydrodynamics and axial mixing in a three-phase bubble column", *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 21(4): pp. 584-594, 1982.
- [19]. Tang C. and T.J. Heindel, "Time-dependent gas holdup variation in an air-water bubble column", *Chemical Engineering Science*, 59(3): pp. 623-632, 2004.
- [20]. Tang C. and T.J. Heindel, "Effect of fiber type on gas holdup in a cocurrent air-water-fiber bubble column", *Chemical Engineering Journal*, 111(1): pp. 21-30, 2005.
- [21]. Tang C. and Heindel T.J., "Gas-liquid-fiber flow in a cocurrent bubble column", *AIChE Journal*, 51(10): pp. 2665-2674, 2005.
- [22]. Behkish A., Men Z., Inga J. R. and Morsi B. I., "Mass transfer characteristics in a large-scale slurry bubble column reactor with organic liquid mixtures", *Chemical Engineering Science*, 57(16): pp. 3307-3324, 2002.

- [23]. Dewes I. and Schumpe A., "Gas density effect on mass transfer in the slurry bubble column", *Chemical Engineering Science*, 52(21-22): pp. 4105-4109, 1997.
- [24]. Idogawa K., Ikeda K., Fukuda T., and Morooka S., "Effect of gas and liquid properties on the behavior of bubbles in a column under pressure", *International Chemical Engineering*, 27: p. 93-99, 1987.
- [25]. Jiang P., Lin T. J., Luo X. and Fan L. S., "Flow visualization of high pressure (21 MPa) bubble column: bubble characteristics", *Chemical engineering research & design*, 73: pp. 269-274, 1995.
- [26]. Lau R., Peng W., Velazquez-Vargas L. G., Yang G. Q, and Fan L.-S., "Gas-Liquid Mass Transfer in High-Pressure Bubble Columns. *Industrial & Engineering Chemistry Research*", 43(5): pp. 1302-1311, 2004.
- [27]. Lemoine R., Behkish A. and Morsi B.I., "Hydrodynamic and Mass-Transfer Characteristics in Organic Liquid Mixtures in a Large-Scale Bubble Column Reactor for the Toluene Oxidation Process", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2004. 43(19): pp. 6195-6212.
- [28]. Oyevaar M.H., De La R., Sluijs T., C.L. Van Der, and K.R. Westerterp, Interfacial areas and gas hold-ups in bubble columns and packed bubble columns at elevated pressures. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 26(1): pp. 1-14, 1989.
- [29]. Oyevaar M.H., Bos R., and K.R., "Interfacial areas and gas hold-ups in gas-liquid contactors at elevated pressures from 0.1 to 8.0 MPa", *Chemical Engineering Science*, 46(5-6): pp. 1217-1231, 1991.
- [30]. Pohorecki R., Pohorecki R., Moniuk W. and Zdrójkowski A., "Hydrodynamics of a pilot plant bubble column under elevated temperature and pressure", *Chemical Engineering Science*, 56(3): pp. 1167-1174, 2001.
- [31]. Stegeman D., Knop P. A., Wijnands A. J. G., and Westerterp K. R., "Interfacial Area and Gas Holdup in a Bubble Column Reactor at Elevated Pressures. *Industrial & Engineering Chemistry Research*", 35(11): pp. 3842-3847, 1996.
- [32]. Tarmy B., Min Chang, Coulaloglou C. and Ponzi P., "Hydrodynamic characteristics of three phase reactors", *Chemical Engineering*, 407: pp. 18-23, 1984.
- [33]. Urseanu M.I., Guit R.P.M, Stankiewicz A., Van Kranenburg G., and Lommen J.H.G.M., "Influence of operating pressure on the gas hold-up in bubble columns for high viscous media", *Chemical Engineering Science*. 58(3-6): pp. 697-704.
- [34]. Wilkinson P.M., Haringa H., and Van Dierendonck L.L., "Mass transfer and bubble size in a bubble column under pressure", *Chemical Engineering Science*, 49(9): pp. 1417-1427.
- [35]. Yang G.Q. and Fan L.S., "Axial liquid mixing in high-pressure bubble columns", *AIChE Journal*, 49(8): pp. 1995-2008, 2003.
- [36]. Behkish A., Lemoine R., Sehabiague L., Oukaci R. and Morsi B. I., "Gas holdup and bubble size behavior in a large-scale slurry bubble column reactor operating with an organic liquid under elevated pressures and temperatures", *Chemical Engineering Journal*, 128(2-3): pp. 69-84, 2007.
- [37]. Deckwer W., Louisi Y., Zaidi A. and Ralek M., "Hydrodynamic properties of Fischer-Tropsche slurry reactor", *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 19: pp. 699-708, 1980.
- [38]. Inga J.R. and Morsi B.I., "Effect of Operating Variables on the Gas Holdup in a Large-Scale Slurry Bubble

- Column Reactor Operating with an Organic Liquid Mixture*", Industrial & Engineering Chemistry Research, 1999. 38(3): p. 928-937.
- [39]. Vaopulos I., K., and Moser F., "*The influence of partial-and gas density on the mass transfer*", Chemical Engineering Technology, 47: pp. 681-786, 1975.
- [40]. Krishna R., P.M. Wilkinson, and L.L. Van Dierendonck, "*A model for gas holdup in bubble columns incorporating the influence of gas density on flow regime transitions*", Chemical Engineering Science, 46(10): pp. 2491-2496, 1991.
- [41]. Krishna R., De Swart J. W. A., Hennephof D. E., Ellenberger J. and Hoefsloo H. C. J., "*Influence of increased gas density on hydrodynamics of bubble-column reactors*", AIChE Journal, 40(1): pp. 112-119, 1994.
- [42]. Krishna R., De Swart J. W. A., Ellenberger J., G. B. Martina and C., "*Gas holdup in slurry bubble columns: Effect of column diameter and slurry concentrations*", AIChE Journal, 43(2): pp. 311-316, 1997.
- [43]. Koide K., Takazawa A., Komura M. and Matsunaga H., "*Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in solid-suspended bubble columns*", Journal of chemical engineering of Japan, 17(5): pp. 459-466, 1984.
- [44]. Kelkar B.G., Y.T. Shah, and N.L. Carr, "*Hydrodynamics and axial mixing in a three-phase bubble column*", Effects of slurry properties. Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, 23(2): pp. 308-313, 1984.
- [45]. Yasunishi A., Fukuma M., and Muroyama K., "*Measurement of Behavior of Gas Bubbles and Gas Holdup in a Slurry Bubble Column by a Dual Electroresistivity Probe Method*", Journal of Chemical Engineering of Japan, 19: pp. 444-449, 1986.
- [46]. Hikita H., Asai S., Tanigawa K., Segawa K. and Kitao M., "*Gas hold-up in bubble columns*", The Chemical Engineering Journal, 20(1): pp. 56-67, 1980.