



การศึกษาการกระจายตัวของฟองก๊าซภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก

โดย
ประเสริฐ ภาสันต์

โครงการวิจัยเลขที่ 172-เคมี-2544

ทุนส่งเสริมการวิจัยคณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้า
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

จพ
วศ 15
011267

คณะวิศวกรรมศาสตร์
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
กรุงเทพฯ
กรกฎาคม 2545



สถาบันวิจัยและพัฒนาของคณะวิศวกรรมศาสตร์ไม่รับผิดชอบ
ต่อผลเสียใดๆ อันอาจเกิดจากการนำความคิดเห็นในเอกสาร
ฉบับนี้ไปใช้ ความคิดเห็นที่ปรากฏในเอกสารเป็นความคิดเห็น
ของผู้เขียนซึ่งไม่จำเป็นต้องเป็นความคิดเห็นของสถาบันฯ

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



การศึกษาการกระจายตัวของฟองก๊าซภายในถังสัมพัทธ์แบบอากาศยก

โดย

ประเสริฐ ภูวสันต์ Ph.D. (Imperial College)

โครงการวิจัยเลขที่ 172-เคมี-2544

ทุนส่งเสริมการวิจัยคณะวิศวกรรมศาสตร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

คณะวิศวกรรมศาสตร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

กรุงเทพฯ ๗

กรกฎาคม 2545

๕๒๐๑๗๑๓๙๕

๑๔ ส.ค. 2547



บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาถึงการกระจายขนาดของฟองอากาศในถังสัสม์สแบบอากาศยทที่มีกรให้อากาศในช่องว่างระหว่างท่อด้านในและท่อด้านนอกของถังสัสม์ส ๙ โดยพบว่าเมื่อเพิ่มความเร็วก๊าซในระบบจะทำให้ขนาดของฟองอากาศเล็กลง และทำให้มีการเปลี่ยนแปลงลักษณะของการกระจายตัวของขนาดฟองอากาศจากการกระจายตัวปกติเป็นการกระจายตัวแบบ Log-normal ขนาดของฟองอากาศจะเล็กลงตามความสูงที่เพิ่มขึ้นของถังสัสม์ส ๙ และที่ความเร็วของก๊าซสูง ๆ เมื่อเพิ่มอัตราส่วนระหว่างพื้นที่ผิวของส่วน downcomer และ riser จะทำให้ฟองอากาศมีขนาดเล็กลง ตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูมากจะทำให้ฟองอากาศมีขนาดเฉลี่ยใหญ่ขึ้น ในขณะที่ตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูน้อย ๆ จะทำให้มีการกระจายตัวของขนาดฟองอากาศค่อนข้างกว้าง และงานวิจัยนี้แสดงให้เห็นว่าข้อมูลเกี่ยวกับขนาดของฟองอากาศสามารถนำไปใช้วิเคราะห์พฤติกรรมการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสก๊าซและของเหลวได้ โดยสามารถแยกวิเคราะห์ระหว่างผลของค่าพื้นที่ผิวสัสม์สจำเพาะระหว่างก๊าซและของเหลว และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารได้ และผลการทดลองพบว่าค่าพื้นที่ผิวสัสม์สจำเพาะระหว่างก๊าซและของเหลวจะมีบทบาทสำคัญในการกำหนดค่าอัตรากรถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสมากกว่าค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

เลขทมิ	กท
	๑๕15
เลขทะเบียน	๐11267
วันเดือนปี	29 สก. 45

Abstract

This work investigated the distribution of bubble size in annulus sparged airlift contactors (ALCs). Increasing gas velocity in the airlift contactor considerably reduced the size of bubble and shifted the distribution of bubble size from the normal to log-normal types. Bubble size was found to decrease along the axial distance in the riser of the ALC. Moreover, an increase in the ratio between cross-sectional areas of downcomer and riser was found to result in the decreasing bubble size at high superficial gas velocity. Spargers with a large number of orifices led to a larger bubble size in the system. In contrast, it was found that a comparatively broad bubble size distribution was caused by employing a gas sparger with less number of orifices. This work also examined the gas-liquid mass transfer characteristics of the ALC in forms of mass transfer coefficient and specific interfacial area which were individually evaluated. It was found that the specific interfacial area, rather than the mass transfer coefficient, played a more significant role in controlling the overall rate of mass transfer in the system.

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



คำนำ

การออกแบบระบบดังปฏิกรณ์เป็นศาสตร์พื้นฐานสำคัญทางด้านวิศวกรรมเคมีด้านหนึ่งที่มีความจำเป็นต่อการพัฒนาเชิงวิชาการในระดับสากล แต่เป็นที่น่าเสียดายว่างานวิจัยเชิงพื้นฐานลักษณะนี้ยังไม่ได้รับการสนใจจากนักวิจัยในประเทศเท่าที่ควร งานวิจัยในประเทศส่วนใหญ่มักจะเน้นไปทางด้านงานประยุกต์ทำให้เกิดความไม่สมดุลระหว่างความรู้ทางด้านพื้นฐานและความรู้ทางการประยุกต์ใช้งาน ทั้งนี้สาเหตุประการหนึ่งอาจเป็นเพราะว่าเงินทุนวิจัยส่วนใหญ่ในปัจจุบันจะเน้นไปที่การพัฒนางานวิจัยประยุกต์ แต่เป็นที่น่ายินดีที่ทุนส่งเสริมการวิจัยคณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัยได้เล็งเห็นถึงความสำคัญของงานวิจัยลักษณะนี้และได้ให้งบประมาณสนับสนุนงานวิจัยนี้ โดยงานวิจัยนี้เน้นทางด้านพื้นฐานเกี่ยวกับพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์และพฤติกรรมการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสก๊าซและของเหลวภายในถังสัสม์แบบอากาศยอก ซึ่งเป็นระบบถังสัสม์ที่มีศักยภาพในการพัฒนา โดยเฉพาะในเชิงเทคโนโลยีชีวภาพสำหรับการเพาะเลี้ยงจุลินทรีย์หรือสิ่งมีชีวิตเซลล์เดียวหลาย ๆ ประเภท เนื่องจากเป็นระบบที่ไม่สิ้นเปลืองพลังงาน บำรุงรักษาได้ง่าย ผลสำเร็จของงานวิจัยนี้จะช่วยเสริมความรู้ทางการออกแบบระบบดังปฏิกรณ์และส่งเสริมให้เกิดการพัฒนาภายในประเทศมากขึ้น

ประเสริฐ กวสันต์

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

บทคัดย่อ	i
Abstract	ii
คำนำ	iii
สารบัญ	iv
รายการตารางประกอบและภาพประกอบ	v
1. บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาของปัญหา	1
1.2 การสำรวจการวิจัยอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้อง	3
1.3 วัตถุประสงค์และขอบเขตของการวิจัย	4
1.4 ประโยชน์ที่ได้จากการวิจัยนี้	5
2. วิธีทำการวิจัย	5
2.1 การดำเนินงานของถังสัมผัสอากาศยก	5
2.2 การวัดการกระจายขนาดของฟองอากาศ	6
2.3 การวัดพฤติกรรมทางอุทกพลศาสตร์ (Hydrodynamic behavior)	7
2.4 การวัดพฤติกรรมการถ่ายเทมวลสาร (Mass transfer behavior)	8
3. ผลการวิจัยและการอภิปรายผลการวิจัย	9
3.1 การวิเคราะห์ความผิดพลาดในการวัดขนาดของฟองอากาศ	9
3.2 การกระจายขนาดของฟองอากาศที่ความเร็วก๊าซต่างๆ	9
3.3 การกระจายขนาดของฟองอากาศในแนวแกน	14
3.4 การกระจายขนาดของฟองอากาศเปลี่ยนแปลงตามสัดส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer กับ riser (A_d/A_r)	15
3.5 อิทธิพลของตัวกระจายก๊าซที่มีต่อการกระจายขนาดของฟองอากาศ	16
3.6 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม ($k_L a_L$) ในถังสัมผัสแบบบออากาศยก	20
3.6.1 การหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม ($k_L a_L$)	20
3.6.2 การเปรียบเทียบระหว่าง $k_L a_L$ ที่ได้จากการทดลองและจากสมการสหสัมพันธ์	23
3.6.3 การหาค่า $k_L a_L$ ใน ALC	24
4. ข้อสรุปและข้อเสนอแนะ	27
5. เอกสารอ้างอิง	27

รายการตารางประกอบและภาพประกอบ

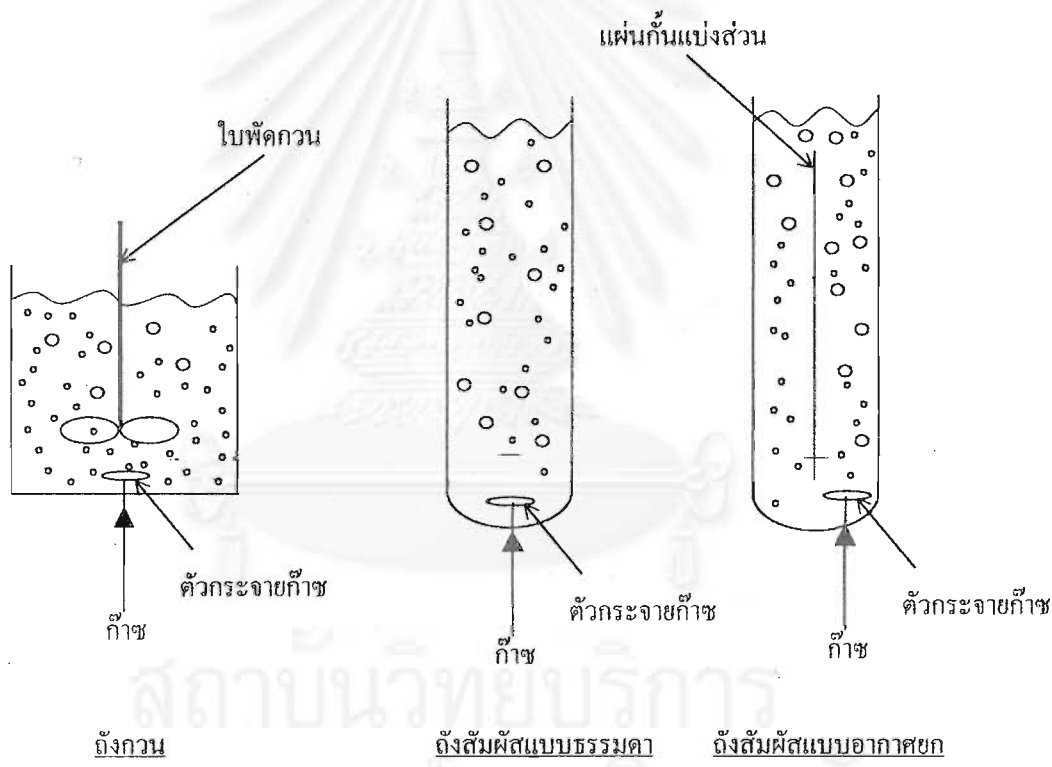
ตารางที่ 1	มิติของท่อภายในและค่าอัตราส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer และ riser (A_d/A_r)	7
ตารางที่ 2	ลักษณะของถังสัสม์แบบอากาศยก (ALC) ที่ใช้ในการทดลอง	7
รูปที่ 1	ถังสัสม์ระหว่างของเหลวและก๊าซชนิดต่าง ๆ	1
รูปที่ 2	แผนผังแสดงลักษณะของอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง	6
รูปที่ 3	ตัวอย่างภาพถ่ายฟองอากาศในถังสัสม์แบบอากาศยกที่ได้จากกล้องดิจิทัล	9
รูปที่ 4ก	การกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC-1 ที่ค่า u_{sg} ต่าง ๆ: ① $u_{sg} = 0.0085$ m/s, ② $u_{sg} = 0.0161$ m/s, ③ $u_{sg} = 0.0225$ m/s, ④ $u_{sg} = 0.0296$ m/s, ⑤ $u_{sg} = 0.0395$ m/s, ⑥ $u_{sg} = 0.0415$ m/s	11
รูปที่ 4ข	การกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC-2 ที่ค่า u_{sg} ต่าง ๆ: ① $u_{sg} = 0.0059$ m/s, ② $u_{sg} = 0.0113$ m/s, ③ $u_{sg} = 0.0165$ m/s, ④ $u_{sg} = 0.0207$ m/s, ⑤ $u_{sg} = 0.0277$ m/s, ⑥ $u_{sg} = 0.0339$ m/s, ⑦ $u_{sg} = 0.0415$ m/s, ⑧ $u_{sg} = 0.0516$ m/s	12
รูปที่ 4ค	การกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC-3 ที่ค่า u_{sg} ต่าง ๆ: ① $u_{sg} = 0.0085$ m/s, ② $u_{sg} = 0.0225$ m/s, ③ $u_{sg} = 0.0296$ m/s, ④ $u_{sg} = 0.0395$ m/s, ⑤ $u_{sg} = 0.0593$ m/s, ⑥ $u_{sg} = 0.0737$ m/s	13
รูปที่ 5	ความสัมพันธ์ระหว่างค่าเฉลี่ยของฟองอากาศกับค่าความเร็วก๊าซที่ตำแหน่งต่าง ๆ ใน ALC-3	14
รูปที่ 6	ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเร็วของของเหลว (ใน downcomer) และความเร็วก๊าซ	16
รูปที่ 7	ผลของความเร็วก๊าซต่อ (ก) ค่าสัดส่วนก๊าซรวมใน ALC และ (ข) ค่าสัดส่วนก๊าซในส่วน riser	17
รูปที่ 8	ความสัมพันธ์ระหว่างขนาดฟองอากาศ, d_p , กับค่าความเร็วของก๊าซใน ALC ที่มีค่า A_d/A_r ไม่เท่ากัน	18
รูปที่ 9	ความสัมพันธ์ระหว่างขนาดของฟองอากาศ, d_p , และความเร็วก๊าซใน ALC ที่มีตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูไม่เท่ากัน	19
รูปที่ 10	ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างเฟสรวมและความเร็วของก๊าซ	20
รูปที่ 11	ความสัมพันธ์ระหว่างพื้นที่ผิวสัสม์ระหว่างก๊าซและของเหลวใน riser และความเร็วก๊าซ	21
รูปที่ 12	กราฟเปรียบเทียบค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมจากการทดลองและการประมาณโดยใช้สมการ 23	24
รูปที่ 13	ผลของความเร็วก๊าซต่อ (ก) ค่าพื้นที่ผิวสัสม์จำเพาะรวมระหว่างก๊าซและของเหลว และ (ข) ต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล	26



1. บทนำ

1.1 ความเป็นมาของปัญหา

ถังสัมผัสแบบอากาศยก (Airlift contactor, ALC) เป็นระบบที่มีศักยภาพสำหรับการพัฒนาในระดับอุตสาหกรรม เพื่อทดแทนระบบถังสัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลวในลักษณะอื่น ๆ เช่น ระบบแบบถังกวน (Stirred tank) และระบบแบบถังสัมผัสธรรมดา (Bubble column -- รูปที่ 1 สำหรับแผนผังของระบบถังสัมผัสแบบต่าง ๆ) ทั้งนี้เนื่องจากถังสัมผัสแบบอากาศยกเป็นระบบที่สามารถออกแบบและบำรุงรักษาง่าย มีแรงเฉือนต่ำเหมาะกับการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานน้อยกว่าระบบแบบถังกวน และยังเป็นระบบที่มีลักษณะการไหลวนที่ก่อให้เกิดการผสมผสานที่เหนือกว่าถังสัมผัสแบบธรรมดา (Onken และ Weiland 1980; Merchuk 1986; Chisti และ Moo-Young 1987; Siegel และ Robinson 1992)



รูปที่ 1 ถังสัมผัสระหว่างของเหลวและก๊าซชนิดต่าง ๆ

ปัจจัยสำคัญประการหนึ่งในการออกแบบถังสัมผัส ฯ โดยเฉพาะในงานที่เกี่ยวข้องกับการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์คือ การถ่ายเทมวลของออกซิเจนจากเฟสก๊าซไปยังเฟสของเหลว ทั้งนี้การถ่ายเทมวลของออกซิเจนจะต้องเกิดขึ้นในอัตราที่มากพอที่จะทำให้มีออกซิเจนละลายอยู่ในของเหลวในปริมาณที่เพียงพอต่อความต้องการของจุลินทรีย์ ดังนั้นการศึกษาเกี่ยวกับการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟส (ก๊าซและของเหลว) ภายในระบบถังสัมผัสแบบอากาศยกจึงเป็นสิ่งสำคัญสำหรับการพัฒนาถังสัมผัสแบบอากาศยกให้มีประสิทธิภาพในการทำงานสูงขึ้น

การรวบรวมเอกสารงานวิจัยในอดีตพบว่าพฤติกรรมการถ่ายเทมวลสารภายในระบบที่มีการสัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลวสามารถอธิบายได้ด้วยความรู้เกี่ยวกับปัจจัยทางด้านอุทกพลศาสตร์ของของไหลภายในระบบ เช่น ความเร็วของก๊าซและของเหลว สัดส่วนของก๊าซรวมในระบบ ขนาดและการกระจายตัวของฟองก๊าซ ฯลฯ แต่เป็นที่น่าสังเกตว่าการศึกษาที่เกี่ยวข้องกับถึงสัมผัสแบบอากาศยกที่ผ่านมาจะเน้นไปที่การหาความสัมพันธ์ระหว่างการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสและตัวแปรอุทกพลศาสตร์ที่เกี่ยวข้องกับความเร็วของก๊าซและของเหลวและสัดส่วนของก๊าซเท่านั้น (Bello และคณะ 1985; Jones 1985; Chisti และ Moo-Young 1988; Choi และ Lee 1993) ซึ่งไม่ได้ให้ความสำคัญกับลักษณะของฟองก๊าซและการกระจายตัวของฟองก๊าซภายในถึงสัมผัสเอง ทั้ง ๆ ที่ตัวแปรทั้งสองประการหลังนี้มีความสำคัญต่อพฤติกรรมการถ่ายเทมวลสารภายในระบบถึงสัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลวค่อนข้างมากดังที่พบในรายงานของ Yu และ Kim (1991) ที่กล่าวว่าความเร็วของของเหลวและความเร็วของก๊าซมีผลต่อขนาดและการกระจายขนาดของฟองก๊าซ ซึ่งการเปลี่ยนแปลงของขนาดและการกระจายขนาดของฟองก๊าซจะส่งผลให้พฤติกรรมการถ่ายเทมวลสารภายในถึงสัมผัสแบบธรรมดา (Bubble column) เปลี่ยนแปลงไป นอกจากนี้ Grevskott และคณะ ในปี 1996 รายงานว่าข้อมูลเกี่ยวกับขนาดและการกระจายตัวของฟองก๊าซในถึงสัมผัสแบบธรรมดาเป็นสิ่งจำเป็นต่อการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้อธิบายลักษณะการไหลวนและสัดส่วนของก๊าซต่อปริมาณของเหลวภายในระบบ โดยการไหลวนของของไหลและสัดส่วนของก๊าซจะมีผลสำคัญต่อการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสในระบบ

โดยทั่วไปแล้วขนาดของฟองก๊าซภายในถึงสัมผัสจะแปรผันตรงกับอัตราการไหลของก๊าซ โดยที่เมื่ออัตราไหลของก๊าซสูงขึ้นจะทำให้การกระจายตัวของขนาดของฟองก๊าซมีมากขึ้นด้วย (Koide และคณะ 1968; Yu และ Kim 1991) แต่จะพบว่าขนาดของฟองก๊าซจะแปรผกผันกับความเร็วของของเหลว (Colella และคณะ 1999) นอกจากนี้ชนิดของตัวกระจายก๊าซที่ใช้ในระบบยังมีผลต่อขนาดเฉลี่ยของฟองก๊าซ โดยที่ฟองก๊าซที่ได้จากตัวกระจายก๊าซแบบรูพรุนจะมีขนาดค่อนข้างเล็กกว่าฟองก๊าซจากตัวกระจายก๊าซแบบแผ่นเจาะรู (Camarasa และคณะ 1999; Colella และคณะ 1999) และเมื่อเปรียบเทียบการทำงานของถึงสัมผัสแบบอากาศยกและถึงสัมผัสแบบธรรมดาคะพบว่า ขนาดเฉลี่ยของฟองก๊าซในถึงสัมผัสแบบอากาศยกจะเล็กกว่าขนาดเฉลี่ยของฟองก๊าซในถึงสัมผัสแบบธรรมดา โดยที่สัดส่วนของก๊าซในถึงสัมผัสแบบอากาศยกจะมีค่าน้อยกว่าในถึงสัมผัสแบบธรรมดา (Miyahara และคณะ 1986)

งานวิจัยนี้มีจุดมุ่งหมายหลักเพื่อสร้างเสริมความรู้เกี่ยวกับพื้นฐานการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสภายในถึงสัมผัสแบบอากาศยก โดยทำการทดลองหาความสัมพันธ์ระหว่างลักษณะของฟองก๊าซ (ขนาดและการกระจายตัว) ต่อพฤติกรรมการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสภายในถึงสัมผัสแบบอากาศยก และศึกษาถึงผลของลักษณะของฟองก๊าซต่อพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์อื่น ๆ ภายในระบบถึงสัมผัสแบบอากาศยกด้วย (เช่น ค่าความเร็วของของเหลว และสัดส่วนก๊าซที่อยู่ในระบบ)

1.2 การสำรวจการวิจัยอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้อง

การถ่ายเทมวลสารระหว่างฟองอากาศและของเหลวเป็นปัจจัยสำคัญมากที่สุดประการหนึ่งในการออกแบบกระบวนการทางด้านเคมีและชีวเคมีโดยเฉพาะอย่างยิ่งในกระบวนการที่จำเป็นจะต้องให้เกิดการถ่ายเทมวลระหว่างเฟส เช่น การเลี้ยงเซลล์แบบใช้อากาศที่จะต้องมีการให้อากาศเข้าสู่ระบบเพื่อเป็นแหล่งของออกซิเจน หรือจะเป็นกระบวนการออกซิเดชัน (oxidation) ที่จำเป็นจะต้องป้อนออกซิเจนเพื่อให้เกิดปฏิกิริยาอย่างต่อเนื่อง โดยตัวแปรสำคัญที่เป็นตัวบ่งชี้ว่าอัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟส (ก๊าซและของเหลว) จะเร็วหรือช้าอย่างไรนั้น คือค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม (overall volumetric mass transfer coefficient, $k_L a$) ซึ่งค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวมนี้มักจะสามารถหาได้จากความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์ที่ได้จากการทดลอง ในอุปกรณ์ที่สภาวะการทำงานใกล้เคียงกัน (empirical correlation) โดยมีได้ใช้ข้อมูลเกี่ยวกับขนาดและการกระจายขนาดของฟองอากาศในของเหลว

อย่างไรก็ตาม การศึกษาที่ผ่านมาของนักวิจัยหลายท่านได้สรุปตรงกันว่าอัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสนั้นขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของฟองอากาศที่อยู่ในของเหลว โดยเฉพาะงานวิจัยที่ได้ทำในถังสัมผัสระหว่างฟองอากาศและน้ำ (Bubble column) ซึ่งสรุปได้ว่าระบบที่มีฟองอากาศขนาดเล็กนั้นจะทำให้มีพื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะระหว่างเฟสสูง (Shah และคณะ 1982 Wilkinson และ Dierendonck 1990) นอกจากนี้ฟองอากาศขนาดเล็กยังเคลื่อนที่ด้วยความเร็วที่ต่ำกว่าฟองอากาศขนาดใหญ่ทำให้สามารถอยู่ในระบบได้นานกว่า (ก่อนที่จะหลุดออกไปที่ผิวของของเหลว) จึงมีส่วนของก๊าซมากดังนั้นระบบที่มีฟองอากาศขนาดเล็กจะมีพื้นที่รวมในการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสสูงกว่าระบบที่มีฟองขนาดใหญ่ แต่ในขณะเดียวกัน ฟองอากาศขนาดใหญ่นั้นจะมีส่วนช่วยในการเกิดความปั่นป่วนในระบบค่อนข้างสูง (เนื่องจากมีพลังงานภายในสูงกว่า) ทำให้มีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล (k_L) สูงด้วย (Contreras และคณะ 1999) ดังนั้นจึงอาจสรุปได้ว่าคุณลักษณะของฟองอากาศเช่นขนาดและการกระจายตัวของขนาดของฟองอากาศนี้จะมีผลสำคัญต่อการกำหนดอัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสก๊าซและของเหลว

การศึกษาพฤติกรรมของฟองก๊าซในถังสัมผัสแบบธรรมดา (Bubble column, BC) ที่ผ่านมาพบว่าขนาดของฟองอากาศจะลดลงเมื่ออัตราการไหลของก๊าซสูงขึ้น ดังนั้นการเพิ่มความเร็วของอากาศในระบบจะช่วยทำให้ระบบมีการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสดีขึ้น (Hinze 1955 Akita และ Yoshida 1974 Mahajan และ Narasimhamurty 1975 Hebrard และคณะ 1996 Couvert และคณะ 1999) แต่การศึกษาของนักวิจัยบางท่านพบว่าเมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศใน BC จะทำให้ฟองอากาศมีการรวมตัวกันเป็นฟองขนาดใหญ่ซึ่งมีพื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะระหว่างเฟสน้อยลง (Bochholz และคณะ 1978) นอกจากนี้การวิจัยยังพบว่าเมื่อฟองอากาศใน BC เคลื่อนที่ผ่านชั้นน้ำไปจะมีขนาดเล็กลงตามความสูงอีกด้วย (Otake และคณะ 1977 และ Colella และคณะ 1999)

ลักษณะของตัวกระจายก๊าซมีผลกระทบต่อการกระจายขนาดของฟองอากาศใน BC ด้วยเช่นกัน โดย Hebrard และคณะ 1996 พบว่าถ้าตัวกระจายก๊าซเป็นแบบแผ่นเจาะรูจะทำให้ได้ฟองอากาศขนาดค่อนข้าง

ใหญ่และการกระจายขนาดที่กว้างกว่าที่ได้จากตัวกระจายก๊าซแบบรูพุน ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Camarasa และคณะ 1999

ในถังสัมผัสอากาศยก (airlift contactor, ALC) นั้น การรายงานค่าอัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสก๊าซและของเหลวมักจะอยู่ในรูปของสมการแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการถ่ายเทมวลหรือสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวมกับตัวแปรในการดำเนินงานและตัวแปรในการออกแบบ (empirical correlation) และในระยะหลังมานี้ เริ่มมีการตื่นตัวเกี่ยวกับการใช้ขนาดของฟองอากาศมาเป็นตัวกำหนดการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสในถังสัมผัสประเภทนี้ โดยที่ Miyahara และคณะ 1986 กล่าวว่าการกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC มีรูปแบบเป็นแบบ log normal ซึ่งชี้ให้เห็นว่ามีฟองขนาดเล็กอยู่เป็นจำนวนมาก (3-4 มิลลิเมตร) มากกว่าฟองขนาดใหญ่ (4-6 มิลลิเมตร) Miyahara และ Hayashino ในปี 1995 ได้พบว่าการกระจายตัวของขนาดของฟองอากาศใน ALC จะมีลักษณะทางสถิติเป็นแบบ Lognormal นั่นคือมีสัดส่วนการกระจายตัวของฟองที่มีขนาดเล็กค่อนข้างมาก ส่วนสัดส่วนของฟองอากาศขนาดใหญ่จะมีน้อยและการกระจายตัวนี้จะเปลี่ยนแปลงไปขึ้นอยู่กับขนาดของความเร็วลมที่ป้อนเข้าสู่ระบบ Miyahara และ Hayashino 1995 รายงานว่าการกระจายขนาดเปลี่ยนแปลงตามอัตราการไหลของก๊าซ คือ ขนาดของฟองมีขนาดใหญ่และการกระจายขนาดกว้างเมื่อเพิ่มอัตราการไหล ผลการทดลองเหล่านี้เป็นเพราะการรวมตัวกันที่อัตราการไหลของก๊าซต่ำๆ (0.3-3 เซนติเมตรต่อวินาที) ซึ่งการศึกษาของ Collela และคณะ ในปี 1999 ก็พบเช่นกันว่าฟองอากาศในระบบเมื่อชนกันแล้วจะมีโอกาสในการแตกตัวเป็นฟองขนาดเล็กมากกว่าจะรวมตัวกันเป็นฟองขนาดใหญ่ และได้เสนอกลไกของการรวมตัวและการแตกตัวใน annulus sparged ALC และสรุปว่าที่อัตราการไหลของก๊าซสูงๆ ฟองอากาศมีแนวโน้มจะแตกเป็นฟองเล็กๆมากกว่าที่จะรวมตัวเป็นฟองใหญ่ ความถี่ของฟองขนาดเล็กเป็นฟังก์ชันของความเร็วก๊าซและระยะทางในแนวแกน

จะเห็นได้ว่าการศึกษเกี่ยวกับขนาดของฟองอากาศใน ALC ยังมีอยู่ในขอบเขตที่จำกัดเท่านั้น ซึ่งผลของตัวแปรต่างๆที่มีต่อการกระจายตัวของฟองอากาศยังไม่สามารถสรุปได้ มีข้อมูลไม่เพียงพอต่อการออกแบบ ALC การศึกษานี้จึงมีจุดมุ่งหมายเพื่อเสริมสร้างข้อมูลพื้นฐานเกี่ยวกับการกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC ที่สภาวะการดำเนินงานต่าง ๆ รวมไปถึงศึกษาอิทธิพลของพฤติกรรมของฟองอากาศที่มีต่อการถ่ายเทมวลสารรวมใน ALC และเสนอสมการสหสัมพันธ์สำหรับทำนายค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม เพื่อเป็นรากฐานของการพัฒนาดังสัมผัสแบบอากาศยกในระดับอุตสาหกรรมต่อไป

1.3 วัตถุประสงค์และขอบเขตของการวิจัย

1. ศึกษาผลกระทบของอัตราการไหลของก๊าซต่อขนาดและลักษณะการกระจายตัวของก๊าซภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก
2. ศึกษาผลกระทบของตัวกระจายก๊าซ (sparger) ต่อขนาดและลักษณะการกระจายตัวของก๊าซภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก
3. ศึกษาความสัมพันธ์ระหว่างขนาดและการกระจายตัวของฟองก๊าซต่อลักษณะทางด้านอุทกพลศาสตร์อื่น ๆ เช่น ความเร็วของของเหลว สัดส่วนของก๊าซภายในส่วนต่าง ๆ ของถังสัมผัสแบบอากาศยก

- 4. ศึกษาความสัมพันธ์ระหว่างขนาดและการกระจายตัวของฟองก๊าซต่อการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสของเหลวและก๊าซภายในถังสัสมัดแบบอากาศยก

1.4 ประโยชน์ที่ได้จากการวิจัยนี้

- 1. เพื่อทราบความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรในการดำเนินงานและตัวแปรในการออกแบบต่อลักษณะของฟองก๊าซ และต่อพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟสภายในถังสัสมัดแบบอากาศยก
- 2. เพื่อเสริมสร้างองค์ความรู้ทางด้านการออกแบบถังสัสมัดแบบอากาศยก
- 3. เพื่อเป็นพื้นฐานในการออกแบบถังสัสมัดอากาศยกสำหรับอุตสาหกรรมทางด้านชีวภาพ เช่น การเลี้ยงสาหร่ายและแบคทีเรีย

2. วิธีทำการวิจัย

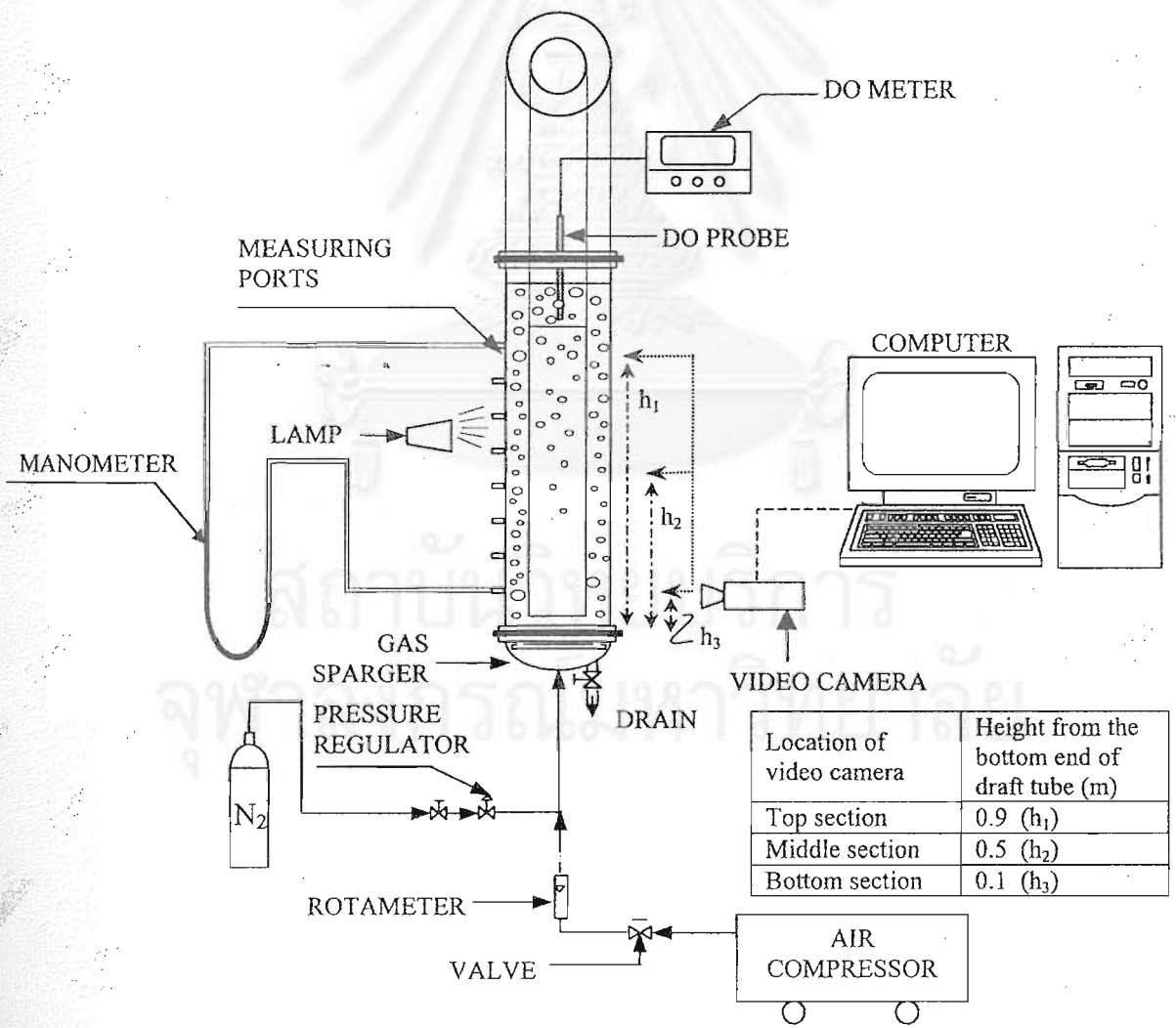
2.1 การดำเนินงานของถังสัสมัดอากาศยก

รูปที่ 2 แสดงแผนผังของถังสัสมัดแบบอากาศยกที่ใช้ในการทดลอง โดยถังสัสมัด γ มีลักษณะเป็นท่อดสองชั้นซ้อนกัน ท่อด้านนอกทำจากพลาสติกใส (อะคริลิก) ความสูง 1.2 เมตรและมีเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 0.137 เมตร ผิวด้านนอกของท่อถูกออกแบบให้มีท่อเล็กๆยื่นออกมาสำหรับใช้วัดความดันลดในแนวแกนของคอลัมน์และนำไปคำนวณหาสัดส่วนของก๊าซในส่วน annulus (หรือส่วนที่ให้อากาศที่เรียกว่า riser, ϵ_{gr}) ท่อกภายใน (draft tube) ทำจากพลาสติกใสเช่นกัน ความสูง 1 เมตร แต่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางหลายขนาดเพื่อให้สามารถเปลี่ยนอัตราส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของบริเวณที่ไม่ให้อากาศ (หรือเรียกว่า downcomer) และพื้นที่หน้าตัดของ riser (A_d/A_r) ได้ โดยขนาดของท่อกภายในนี้สรุปได้ดังตารางที่ 1

ในการดำเนินงานของถังสัสมัดแบบอากาศยกนี้ เราจะให้ให้อากาศผ่านตัวกระจายก๊าซเข้าไปในถังสัสมัด γ ซึ่งบรรจุน้ำอยู่ โดยที่ระดับความสูงของน้ำในระบบ (ก่อนการให้อากาศ) ถูกควบคุมให้คงที่ที่ 3 เซนติเมตรเหนือปลายด้านบนของท่อกภายใน (draft tube) อัตราการไหลของอากาศถูกควบคุมโดยโรตاميเตอร์ (rotameter) โดยความเร็วของอากาศ (เมื่อเทียบกับพื้นที่หน้าตัดของ riser) จะอยู่ในช่วง 0.0059-0.0737 เมตรต่อวินาที (ความเร็วของอากาศ = superficial gas velocity, u_{sg}) ตัวกระจายอากาศที่ใช้ในงานวิจัยนี้ทำจากท่อพลาสติกขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.8 เซนติเมตร ขดเป็นรูปวงแหวนและเจาะรู ตัวกระจายอากาศนี้จะติดตั้งอยู่บริเวณด้านล่างของถังสัสมัด γ และเพื่อที่จะให้สามารถถ่ายรูปได้ชัดเจนตัวกระจายอากาศจะติดตั้งอยู่ในช่องว่างที่อยู่ระหว่างท่อกภายในและท่อด้านนอก (annulus) โดยในการทดลองนี้จะมีการเปลี่ยนแปลงจำนวนรูบนตัวกระจายอากาศนี้ โดยมีจำนวนรูเท่ากับ 5, 14 และ 30 และมีขนาดของรูเท่ากันที่ 1 มิลลิเมตร โดยตารางที่ 2 จะสรุปรายละเอียดเกี่ยวกับลักษณะของถังสัสมัดแบบอากาศยกที่ใช้ในการทดลองนี้ทั้งหมด

2.2 การวัดการกระจายขนาดของฟองอากาศ

การวัดขนาดของฟองอากาศทำได้โดยเพิ่มความเข้มแสงในบริเวณที่จะถ่ายภาพด้วยแสงไฟ (จากโคมไฟธรรมดา) และใช้กล้องถ่ายภาพเคลื่อนไหวดิจิทัล (SONY DCR-TRV20E) ในการบันทึกภาพนิ่ง (จากภาพเคลื่อนที่ที่กล้องบันทึกไว้ได้) ที่จุดต่าง ๆ ภายในถังผสมผัสน้ำ โดยจะทำการวัดที่ความสูง 3 ระดับ เริ่มจาก 10 เซนติเมตร 50 เซนติเมตร และ 100 เซนติเมตรจากปลายด้านล่างของท่อภายใน และเนื่องจากถังผสมผัสน้ำมีพื้นผิวโค้ง จะทำให้เกิดการบิดเบี้ยวของภาพที่ถ่ายได้ จึงจำเป็นต้องมีการแก้ไขมิติของภาพที่ได้ ซึ่งในที่นี้จะทำโดยการติดแถบวัดขนาดไว้ในถังผสมผัสน้ำ โดยจะติดไว้ในบริเวณที่จะทำการบันทึกภาพ และจะทำการวัดวัตถุทรงกลมที่ทราบขนาดแน่นอนเพื่อคำนวณหาค่าความผิดพลาดที่จะเกิดขึ้นจากการวัดลักษณะนี้ ซึ่งภาพนี้จะมีลักษณะการบิดเบี้ยวของภาพที่ใกล้เคียงกับการบิดเบี้ยวของฟองอากาศที่วัดได้ ทำให้สามารถปรับขนาดของฟองอากาศให้เป็นค่าที่ถูกต้องได้ และเพื่อให้ได้ข้อมูลที่สามารรถเชื่อถือได้ การวัดขนาดในแต่ละสภาวะจะวัดจากฟองอากาศจำนวน 200 ฟองขึ้นไป



รูปที่ 2 แผนผังแสดงลักษณะของอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

ตารางที่ 1 มิติของท่อภายในและค่าอัตราส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer และ riser (A_d/A_r)

ท่อภายใน	เส้นผ่าศูนย์กลางภายใน (ซม)	เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก (ซม)	A_d/A_r
Draft tube-1	9.3	10	1
Draft tube-2	7.35	7.9	0.43
Draft tube-3	3.4	4	0.067

ตารางที่ 2 ลักษณะของถังสี่เหลี่ยมแบบอากาศยก (ALC) ที่ใช้ในการทดลอง

ดัชนี	A_d/A_r	ตำแหน่งของตัวกระจายก๊าซ	จำนวนรูที่ตัวกระจายก๊าซ
ALC-1	0.067	ระหว่างท่อในและท่อนอก	14
ALC-2	0.43	ระหว่างท่อในและท่อนอก	14
ALC-3	1	ระหว่างท่อในและท่อนอก	14
ALC-4	1	ระหว่างท่อในและท่อนอก	30
ALC-5	1	ระหว่างท่อในและท่อนอก	5
ALC-6	1	ในท่อภายใน	14

สำหรับฟองอากาศที่มีรูปทรงรี การวัดขนาดจะทำใน 2 มิติ คือด้านกว้างและด้านยาว โดยจะนำค่าที่ได้นี้มาหาค่าขนาดใหม่เรียกว่า equivalent diameter (d_B) ซึ่งเป็นขนาดของฟองทรงกลมที่ให้ปริมาตรเท่ากับฟองอากาศทรงรีนี้ โดยการหาค่า equivalent diameter สามารถทำได้โดยใช้สมการที่ 1

$$d_B = (x^2 y)^{1/3} \quad (1)$$

โดยที่ x และ y เป็นขนาดของฟองอากาศที่มีรูปทรงรี (Hebrard และคณะ 1996 Couvert และคณะ 1999)

2.3 การวัดพฤติกรรมทางอุทกพลศาสตร์ (hydrodynamic behavior)

2.3.1 สัดส่วนของก๊าซ

สัดส่วนของก๊าซรวม (overall gas holdup, $\epsilon_{g,o}$)

$\epsilon_{g,o}$ หาได้โดยการวัดระดับของเหลวขณะที่ยังไม่ได้พ่นอากาศกับระดับของเหลวขณะที่ทำการพ่นอากาศ และคำนวณหาสัดส่วนของก๊าซโดยรวมจากสมการต่อไปนี้

$$\epsilon_{g,o} = \frac{H_D - H_L}{H_D} \quad (2)$$

สัดส่วนของก๊าซใน riser (riser gas holdup, $\epsilon_{g,r}$)

สัดส่วนของก๊าซใน riser หาได้โดยการวัดผลต่างความดันระหว่างจุดสองจุดในแนวแกนของคอลัมน์และคำนวณหา $\epsilon_{g,r}$ โดยใช้สมการต่อไปนี้

$$\varepsilon_{g,r} = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_l g \Delta h} \quad (3)$$

ความสัมพันธ์ระหว่าง $\varepsilon_{g,o}$, $\varepsilon_{g,r}$ และ $\varepsilon_{g,d}$ สามารถเขียนได้ดังนี้

$$\varepsilon_{g,o} = \frac{H_{dt} A_r \varepsilon_{g,r} + H_{dt} A_d \varepsilon_{g,d} + (H_D - H_{dt})(A_d + A_r) \varepsilon_{g,i}}{H_D (A_r + A_d)} \quad (4)$$

และกำหนดให้สัดส่วนของก๊าซใน gas-liquid separator ประมาณเท่ากับใน riser หรือเขียนได้ เป็น $\varepsilon_{g,i} \approx \varepsilon_{g,r}$ ดังนั้นสัดส่วนของก๊าซใน downcomer สามารถคำนวณได้จาก

$$\varepsilon_{g,d} = \frac{\varepsilon_{g,o} H_D (A_d + A_r) + (H_{dt} A_d - H_D (A_d + A_r)) \varepsilon_{g,r}}{H_{dt} A_d} \quad (5)$$

2.3.2 ความเร็วของของเหลว

ความเร็วของของเหลวใน riser และ downcomer สามารถหาได้จากการคิดสี่ที่มีความหนาแน่นใกล้เคียงกับของเหลวในระบบเข้าไปในระบบและจับเวลาการเดินทางของสี่จากจุดหนึ่งไปยังอีกจุดหนึ่ง และจึงนำมาคำนวณหาความเร็วของของเหลว

2.4 การวัดพฤติกรรมถ่ายเทมวลสาร (mass transfer behavior)

สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม ($k_L a$) สามารถหาได้จากวิธีไดนามิกส์ (Chisti และ Moo-Young 1988 Koide และคณะ 1983 Tung และคณะ 1998 Bouaifi และคณะ 2001) โดยทำการพ่นก๊าซไนโตรเจนเข้าไปในระบบเพื่อไล่ก๊าซออกซิเจนจนกระทั่งความเข้มข้นของออกซิเจนในน้ำเป็นศูนย์ จากนั้นจึงทำการเป่าอากาศเข้าไปในระบบพร้อมกับวัดความเข้มข้นของออกซิเจนที่เปลี่ยนแปลงตามเวลา และคำนวณหาค่า $k_L a$ จากสูตร

$$\frac{dC}{dt} = k_L a (C^* - C) = K_L a (C^* - C) \quad (6)$$

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{(C^* - C)} = k_L a \int_0^t dt \quad (7)$$

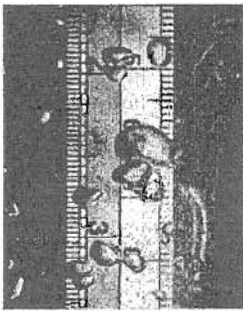
$$\ln \left[\frac{C^* - C_0}{C^* - C} \right] = k_L a t \quad (8)$$

ซึ่งค่า $k_L a$ จะได้จากความชันของเส้นตรงที่พล็อตระหว่าง $\ln \left[\frac{C^* - C_0}{C^* - C} \right]$ กับ เวลา (t)

3. ผลการวิจัยและการอภิปรายผลการวิจัย

3.1 การวิเคราะห์ความผิดพลาดในการวัดขนาดของฟองอากาศ

ในการทดลองจะทำการวัดการกระจายขนาดของฟองอากาศในแนวแกน เท่านั้น ส่วนการกระจายขนาดในแนวรัศมีนั้นไม่สามารถวัดได้เนื่องจากพื้นที่วงแหวนส่วนที่เป็น riser นั้นแคบเกินกว่าที่จะวัดการกระจายขนาดในแนวรัศมีได้อย่างมีนัยสำคัญ (พื้นที่วงแหวนดังกล่าวมีความกว้างประมาณ 1.85-4.85 เซนติเมตร) ด้วยเหตุที่งานวิจัยนี้ทำการทดลองในคอลัมน์ทรงกระบอก การวัดขนาดของฟองอากาศโดยตรงผ่านคอลัมน์นี้จึงมีความผิดพลาดของขนาดที่วัดได้กับขนาดจริงอันเนื่องมาจากความโค้งของคอลัมน์ ดังนั้นจึงมีทำการทดลองก่อนการทดลองจริง โดยนำวัตถุที่ทราบขนาดแน่นอนใส่ในคอลัมน์ที่ตำแหน่งต่าง ๆ ในแนวรัศมีและถ่ายภาพเพื่อวัดขนาดและคำนวณความผิดพลาดที่เกิดขึ้น โดยจะพบว่าความผิดพลาดของขนาดที่วัดได้กับขนาดจริงนี้จะมีค่าไม่เกิน 15% รูปที่ 3 แสดงตัวอย่างของภาพถ่ายของฟองอากาศที่ใช้ในการวัดขนาดของฟองอากาศ



รูปที่ 3 ตัวอย่างภาพถ่ายฟองอากาศในถังผสมแบบอากาศยกที่ได้จากกล้องดิจิทัล

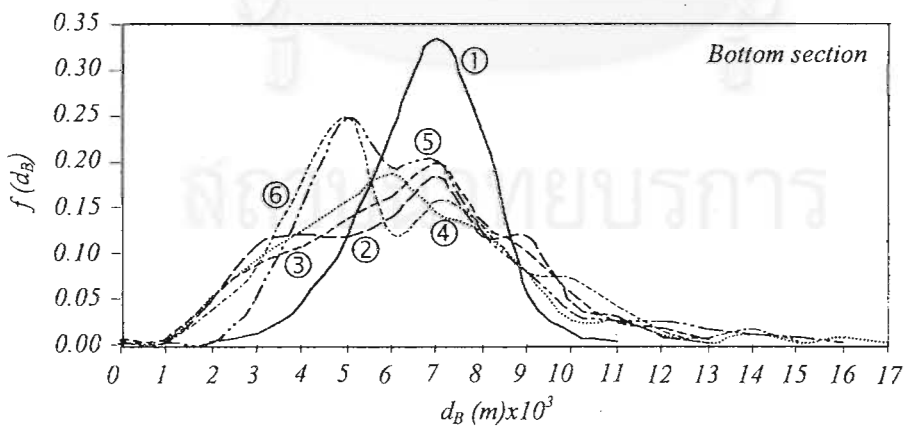
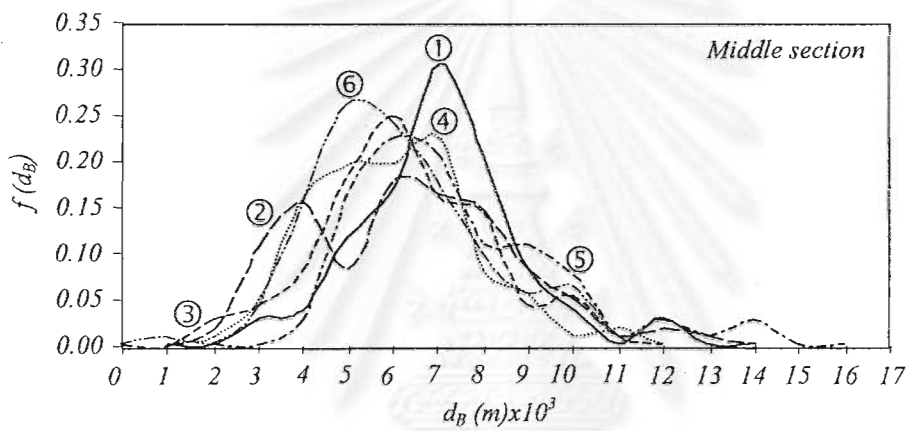
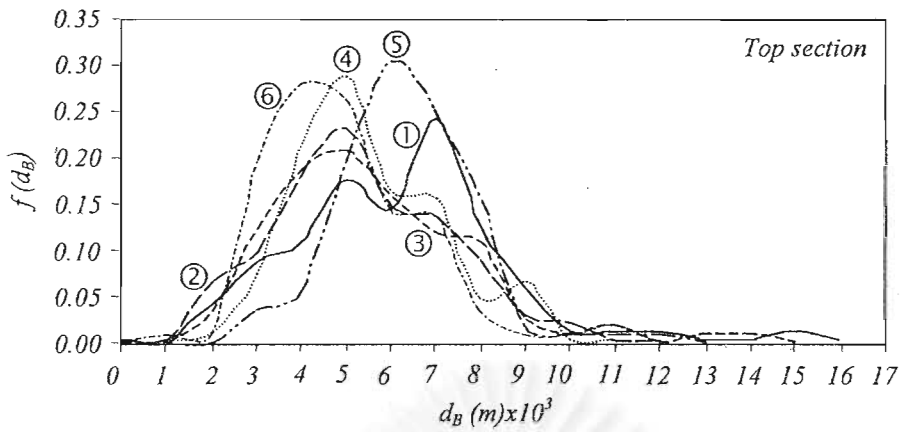
3.2 การกระจายขนาดของฟองอากาศที่ความเร็วของก๊าซต่างๆ

เนื่องจากข้อจำกัดของถังผสมแบบอากาศยก (ALC) ที่ใช้ในการทดลองนี้ ทำให้สามารถใช้งานได้ในช่วงของ u_{sg} ที่จำกัดเท่านั้น โดยที่ค่าสูงสุดของ u_{sg} สำหรับ ALC แต่ละถังจะแตกต่างกันไปขึ้นอยู่กับสัดส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer ต่อพื้นที่หน้าตัดของ riser (A_d/A_r) โดยที่ถังผสม α ที่มีค่า A_d/A_r มากจะสามารถใช้งานได้ทั้งที่ u_{sg} สูง และค่า u_{sg} สูงสุดสำหรับ ALC ที่มี A_d/A_r เท่ากับ 0.067 0.43 และ 1 คือ 0.0415 0.0516 และ 0.0737 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ

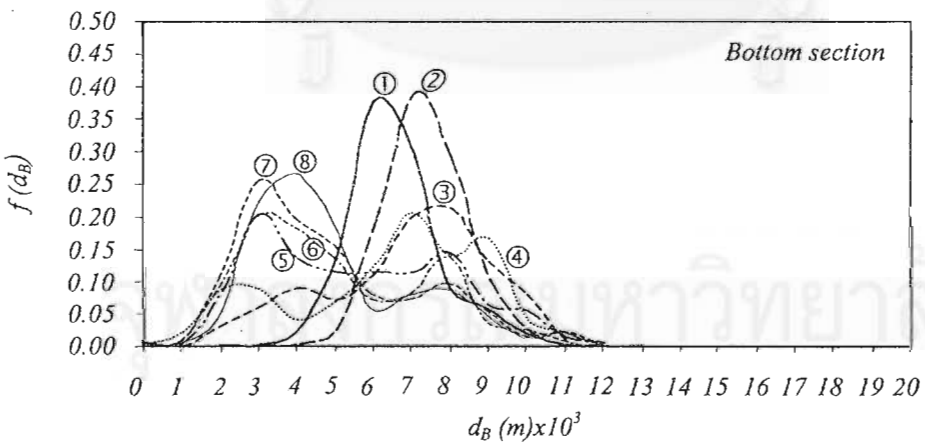
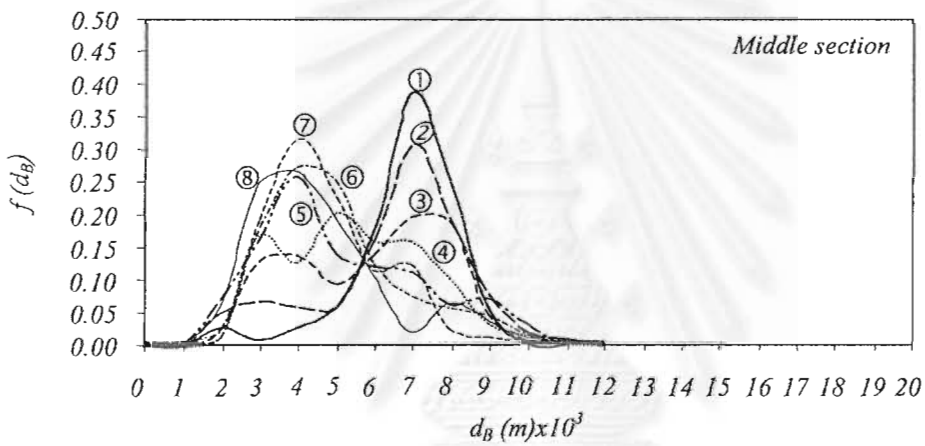
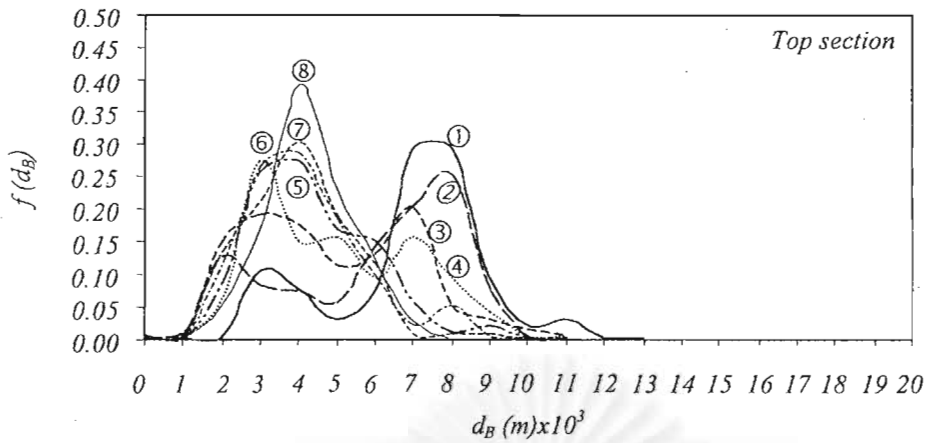
รูปที่ 4 (ก-ค) แสดงการกระจายขนาดของฟองอากาศในแต่ละ ALC ที่ความเร็วก๊าซ (superficial gas velocity, u_{sg}) ต่าง ๆ กัน (รูปที่ 4ก สำหรับ ALC-1: $A_d/A_r = 0.067$, รูปที่ 4ข สำหรับ ALC-2: $A_d/A_r = 0.43$ และรูปที่ 4ค สำหรับ ALC-3: $A_d/A_r = 1$) จะเห็นได้ว่าการกระจายขนาดของฟองอากาศเปลี่ยนแปลงตาม u_{sg} โดยที่เมื่อ u_{sg} มีค่าต่ำ (ต่ำกว่า 0.01 เมตรต่อวินาที) บริเวณส่วนล่างของ ALC ฟองอากาศจะมีการกระจายขนาดแคบเสมอ (ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน ประมาณ 1-2.3 มิลลิเมตร) และการกระจายขนาดเป็นแบบเส้นโค้งมาตรฐาน (normal distribution) สังเกตได้ว่าที่สภาวะนี้ฟองอากาศส่วนใหญ่ในระบบจะมีขนาดอยู่ในช่วง 6-8 มิลลิเมตร นอกจากนี้รูปที่ 4 (ก-ค) ยังแสดงให้เห็นว่าที่ระดับค่า u_{sg} ต่ำนี้ การกระจายขนาดของฟองอากาศที่ส่วนกลางและส่วนบน

ของ ALC นั้นจะคลาดเคลื่อนไปจากแบบเส้นโค้งมาตรฐาน ซึ่งการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นในแนวแกนในลักษณะนี้ จะนำไปอธิบายในหัวข้อถัดไป (หัวข้อ 3.3) ในกรณีที่ u_{sg} อยู่ระหว่าง 0.02-0.04 เมตรต่อวินาที ผลการวัดการกระจายขนาดฟองอากาศในรูปที่ 4 (ก-ค) แสดงให้เห็นว่าฟองอากาศจะมีขนาดโดยรวมเล็กลง และมีค่าขนาดของฟองอากาศที่พบบ่อยครั้งอย่างน้อย 2 ค่า ยกตัวอย่างเช่น ใน ALC-3 (รูปที่ 4ค) ที่ u_{sg} 0.0296 เมตรต่อวินาที มีกลุ่มฟองอากาศ 2 กลุ่มใหญ่ ๆ ด้วยกัน คือกลุ่มของฟองอากาศขนาดใหญ่ ขนาดประมาณ 7-8 มิลลิเมตร และกลุ่มของฟองอากาศขนาดเล็กกว่า ขนาดประมาณ 4-6 มิลลิเมตร เป็นต้น เนื่องจากในสภาวะนี้มีกลุ่มฟองอากาศหลายขนาดเกิดขึ้น การกระจายขนาดของฟองอากาศจึงกว้าง (ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 1.4-2.7 มิลลิเมตร) และมีการกระจายขนาดเป็นแบบ bimodal และ multimodal และสำหรับในกรณีที่ u_{sg} สูงๆ (สูงกว่า 0.05 เมตรต่อวินาที) พบว่าฟองอากาศขนาดใหญ่หายไปและฟองขนาดเล็กซึ่งมีขนาดประมาณ 3-6 มิลลิเมตรจะมีมากขึ้นในระบบ และเส้นโค้งการกระจายขนาดในช่วงนี้มีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานประมาณ 1.2-3.6 มิลลิเมตร และสามารถอธิบายได้ด้วยการกระจายขนาดแบบ log-normal สรุปได้ว่าเมื่อ u_{sg} เพิ่มขึ้นจะทำให้ฟองขนาดใหญ่มีปริมาณลดลงและฟองขนาดเล็กมีปริมาณมากขึ้นซึ่งผลที่ได้นี้สอดคล้องกับผลการทดลองของ Mahajan and Narasimhanmurty (1975) ซึ่งได้ทำการวัดค่าการกระจายขนาดของฟองอากาศในถังผสมผีสแบบธรรมดา (Bubble column) การเปลี่ยนแปลงของการกระจายขนาดของฟองอากาศจากที่มีฟองอากาศขนาดใหญ่ที่ u_{sg} ต่ำ ๆ มาเป็นฟองอากาศขนาดเล็กที่ u_{sg} สูง ๆ นั้น แสดงให้เห็นว่ามีการแตกตัวของฟองอากาศเกิดขึ้น งานวิจัยของ Prince and Blanch (1990) กล่าวไว้ว่าการแตกตัวของฟองอากาศเกิดจากพลังงานจาก turbulent eddies ที่มีขนาดที่เหมาะสมซึ่งได้จากปฏิภณระหว่างฟองอากาศ ซึ่งงานวิจัยที่ผ่านมาแสดงให้เห็นว่าเมื่อเพิ่ม u_{sg} จะทำให้ความเร็วของของเหลวเพิ่มขึ้น (Bello และคณะ 1985; Chisti 1989; Choi และ Lee 1993) ซึ่งจะทำให้ turbulent intensity เพิ่มขึ้นหรือกล่าวอีกนัยหนึ่งก็คือ การให้อากาศในอัตราเร็วสูง (u_{sg} มีค่ามาก) จะทำให้ระดับของ turbulent intensity สูงขึ้น และเป็นสาเหตุของการแตกตัวของฟองอากาศซึ่งทำให้ขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศลดลง รูปที่ 5 แสดงให้เห็นการเปลี่ยนแปลงของขนาดเฉลี่ยเมื่อเพิ่ม u_{sg} จะเห็นได้ว่าขนาดของฟองอากาศลดลงเมื่อ u_{sg} เพิ่ม อย่างไรก็ตามเมื่อ u_{sg} เพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ (มากกว่า 0.05 เมตรต่อวินาที) u_{sg} จะมีผลต่อขนาดของฟองอากาศน้อยลง อาจเป็นเพราะฟองอากาศขนาดเล็กมีความเสถียร และไม่แตกตัวที่ u_{sg} สูงๆ (Kawase และ Moo-Young 1990; Hesketh และคณะ 1991)

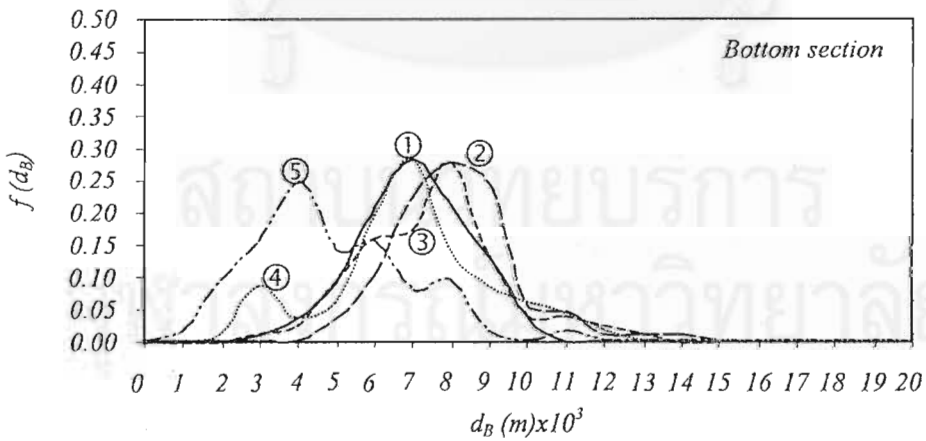
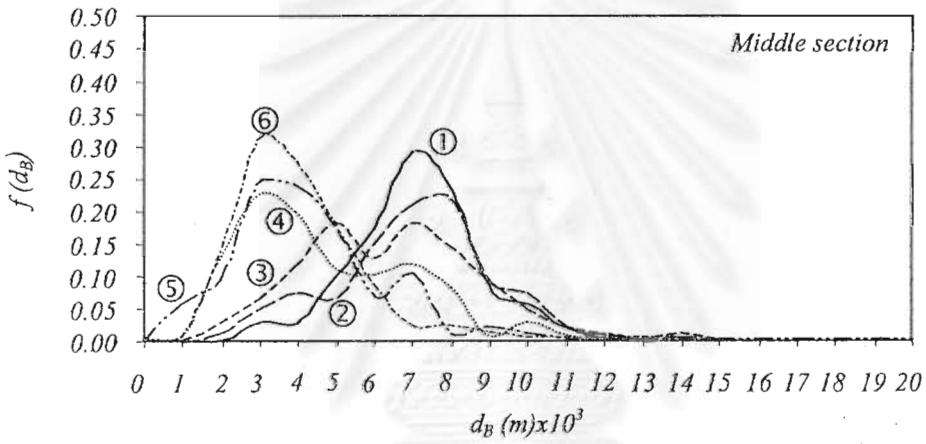
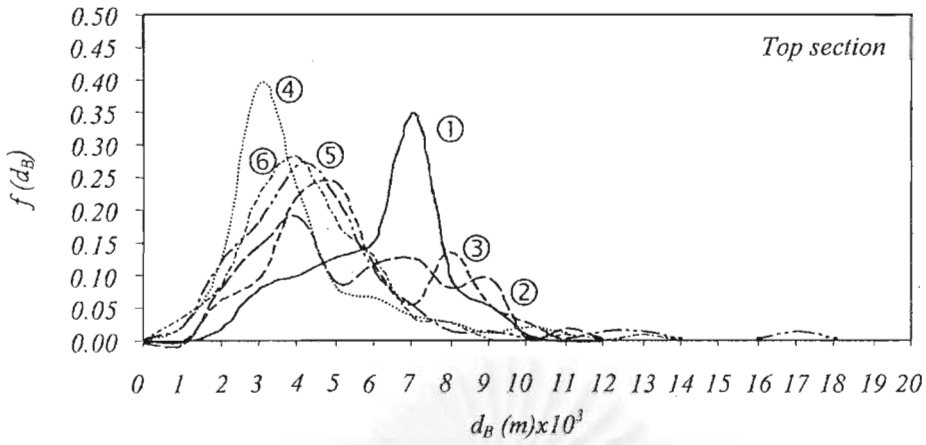
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



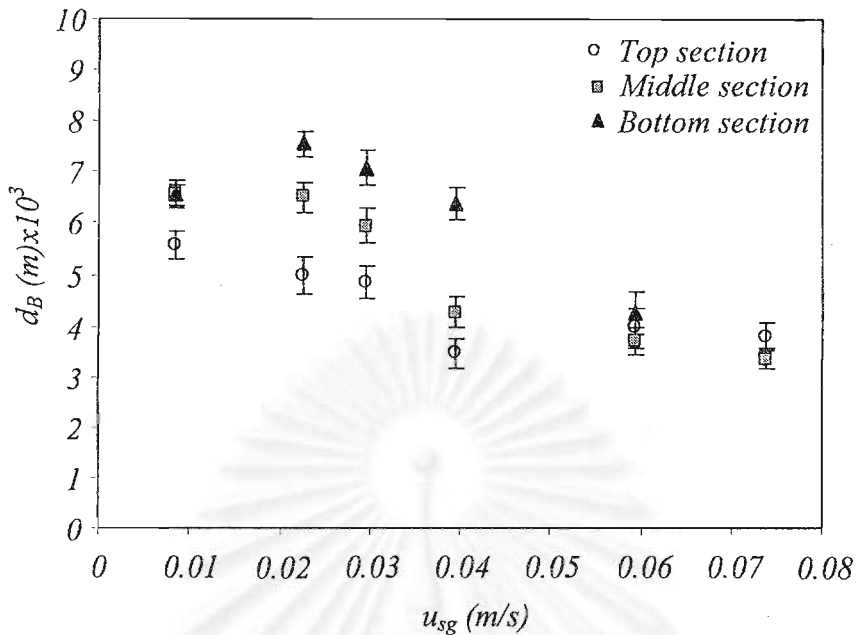
รูปที่ 4ก การกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC-1 ที่ค่า u_{sg} ต่าง ๆ: ① $u_{sg} = 0.0085$ m/s, ② $u_{sg} = 0.0161$ m/s, ③ $u_{sg} = 0.0225$ m/s, ④ $u_{sg} = 0.0296$ m/s, ⑤ $u_{sg} = 0.0395$ m/s, ⑥ $u_{sg} = 0.0415$ m/s



รูปที่ 4๗ การกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC-2 ที่ค่า u_{sg} ต่าง ๆ : ① $u_{sg} = 0.0059$ m/s, ② $u_{sg} = 0.0113$ m/s, ③ $u_{sg} = 0.0165$ m/s, ④ $u_{sg} = 0.0207$ m/s, ⑤ $u_{sg} = 0.0277$ m/s, ⑥ $u_{sg} = 0.0339$ m/s, ⑦ $u_{sg} = 0.0415$ m/s, ⑧ $u_{sg} = 0.0516$ m/s



รูปที่ 4ค การกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC-3 ที่ u_{sg} ต่าง ๆ: ① $u_{sg} = 0.0085$ m/s, ② $u_{sg} = 0.0225$ m/s, ③ $u_{sg} = 0.0296$ m/s, ④ $u_{sg} = 0.0395$ m/s, ⑤ $u_{sg} = 0.0593$ m/s, ⑥ $u_{sg} = 0.0737$ m/s



รูปที่ 5 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าเฉลี่ยของฟองอากาศกับค่าความเร็วก๊าซที่ตำแหน่งต่าง ๆ ใน ALC-3

3.3 การกระจายขนาดของฟองอากาศในแนวแกน

ขนาดของฟองอากาศนอกจากจะเปลี่ยนแปลงตามความเร็วของก๊าซแล้ว ยังขึ้นกับระยะทางในแนวแกนของ ALC ด้วย รูปที่ 5 แสดงให้เห็นว่าขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศที่ส่วนล่างของ ALC นั้นจะมีขนาดใหญ่ที่สุดและมีแนวโน้มจะลดขนาดลงเมื่อฟองอากาศเคลื่อนที่ขึ้นในแนวแกนของ ALC ซึ่งหมายความว่ามีการแตกตัวเกิดขึ้น ผลที่ได้นี้สอดคล้องกับผลการทดลองของ Otake และคณะ (1977) และ Colella และคณะ (1999) ที่ศึกษาพฤติกรรมของฟองอากาศในถังสัณฆ์แบบธรรมดา (Bubble column, BC) และ ผลการทดลองของ Miyahara และ Hayashino (1995) ที่ทำการศึกษาพฤติกรรมของฟองอากาศใน ALC ส่วนการกระจายขนาดของฟองอากาศจะมีการเปลี่ยนแปลงเล็กน้อยในแนวแกนของคอลัมน์ (ในที่นี้หมายถึงการเปลี่ยนรูปแบบของการกระจายขนาดจากแบบ unimodal เป็น bimodal หรือ multimodal และเป็น log-normal) นั่นคือการเปลี่ยนรูปแบบดังกล่าวที่แต่ละตำแหน่งในแนวแกนจะเกิดขึ้นที่ u_{sg} แตกต่างกันไป ยกตัวอย่างเช่น ที่ด้านล่างของ ALC-3 ในรูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงจาก unimodal ไปเป็น bimodal หรือ multimodal เกิดขึ้นที่ u_{sg} สูงถึง 0.0296 เมตรต่อวินาที ในขณะที่การเปลี่ยนแปลงนี้ที่ส่วนบนของคอลัมน์เกิดขึ้นที่ u_{sg} 0.0085 เมตรต่อวินาที ที่เป็นเช่นนี้อาจเป็นเพราะมีการแตกตัวของฟองอากาศในแนวแกนของคอลัมน์ซึ่งทำให้เกิดฟองขนาดเล็กจำนวนมากที่ตำแหน่งบน ๆ ซึ่งทำให้เส้นโค้งการกระจายขนาดมีแนวโน้มจะเคลื่อนที่ไปสู่บริเวณฟองขนาดเล็กเร็วขึ้นที่ตำแหน่งสูงขึ้น

3.4 การกระจายขนาดของฟองอากาศเปลี่ยนแปลงตามสัดส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer กับ riser (A_d/A_r)

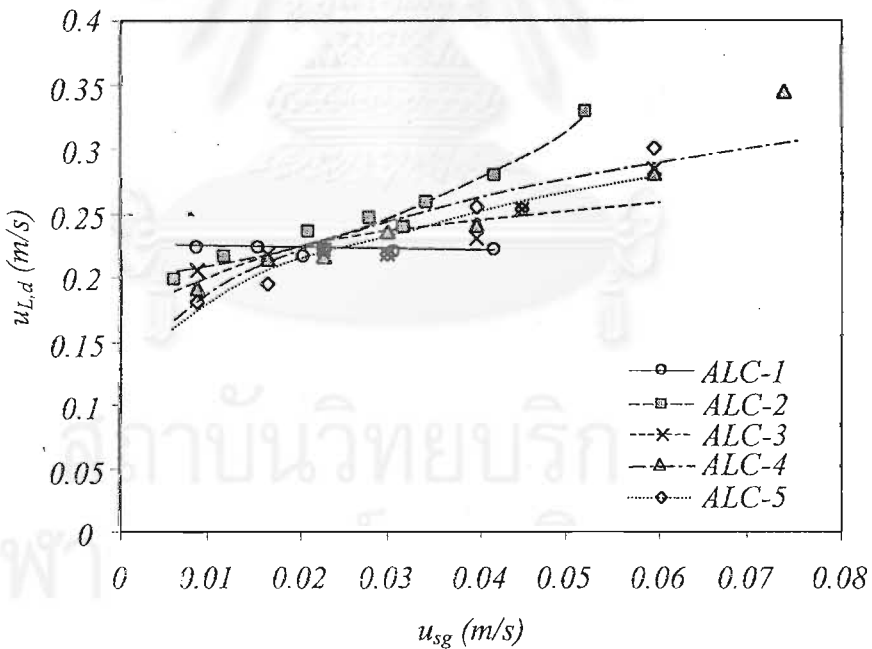
ในการศึกษาผลของสัดส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer ต่อพื้นที่หน้าตัดของ riser (A_d/A_r) ที่มีต่อความเร็วของของเหลวและการกระจายขนาดของฟองอากาศ ได้ทำการทดลองในระบบที่มี A_d/A_r แตกต่างกัน 3 ค่า คือ 0.067 0.43 และ 1 ผลของ A_d/A_r ที่มีต่อความเร็วของของเหลวใน downcomer เป็นดังแสดงในรูปที่ 6 ซึ่งจะเห็นได้ว่าใน ALC-2 และ ALC-3 ความเร็วของของเหลวใน downcomer จะเพิ่มขึ้นเมื่อความเร็วก๊าซเพิ่มขึ้น โดยที่ถึงสัณฐานอากาศยก ALC-2 ที่มี A_d/A_r เท่ากับ 0.43 นั้นจะมีความเร็วของของเหลวสูงกว่าถึงสัณฐานอากาศยก ALC-3 ที่มี A_d/A_r เท่ากับ 1 ซึ่งอาจเป็นเพราะใน ALC-2 นั้นมีสัดส่วนของก๊าซสูงกว่าใน ALC-3 ดังแสดงในรูปที่ 7 ซึ่งทำให้พื้นที่การไหลของของเหลวน้อยลงและทำให้ของเหลวไหลด้วยความเร็วสูงขึ้น ในทางตรงกันข้ามใน ALC-1 ซึ่งมี A_d/A_r ค่อนข้างเล็กเท่ากับเพียง 0.067 นั้นความเร็วของของเหลวใน downcomer จะมีค่าต่ำสุด และมีค่าค่อนข้างคงที่ ไม่เปลี่ยนแปลงตามความเร็วก๊าซทั้งที่มีสัดส่วนของก๊าซสูงที่สุด ใน 3 กรณีนี้ ที่เป็นเช่นนั้น เพราะในถึงสัณฐานที่มี A_d/A_r เล็ก ลักษณะการไหลของของไหลในถึงสัณฐานจะคล้ายกับลักษณะการไหลของของไหลในถึงสัณฐานแบบธรรมดา (Bubble column) ซึ่งมี $A_d/A_r = 0$ โดยในถึงสัณฐานแบบธรรมดานั้นลักษณะการไหลเป็นแบบปั่นป่วนไร้ทิศทางที่แน่นอนความเร็วสุทธิของของเหลวค่อนข้างจะต่ำและมีการเปลี่ยนแปลงน้อยมาก เมื่อความเร็วก๊าซเปลี่ยน แต่ในถึงสัณฐานที่มี A_d/A_r ขนาดใหญ่นั้นของเหลวมีลักษณะการไหลวนในรูปแบบที่แน่นอนกว่าจึงมีความเร็วของของเหลวเปลี่ยนแปลงได้มากกว่า

รูปที่ 6 แสดงผลที่ได้จากการทดลองนี้ โดยพบว่าที่อัตราการไหลของก๊าซต่ำๆ ($u_{g0} < 0.0296$ เมตรต่อวินาที) ค่า A_d/A_r ไม่มีผลต่อขนาดของฟองอากาศมากนัก อย่างไรก็ตาม ที่อัตราการไหลของก๊าซสูง ๆ ($u_{g0} > 0.0296$ เมตรต่อวินาที) A_d/A_r มีแนวโน้มที่จะมีผลต่อขนาดของฟองอากาศและการกระจายขนาดของฟองอากาศ ที่เป็นเช่นนั้นอาจอธิบายได้ดังนี้ คือที่ u_{g0} ต่ำ ๆ พฤติกรรมการไหลของของไหลใน ALC เข้าใกล้ลักษณะที่มีการกระจายตัวของฟองอากาศอย่างสม่ำเสมอ (bubbly flow regime) ดังนั้นฟองอากาศจะมีการเคลื่อนที่ค่อนข้างสม่ำเสมอ และมีปฏิกริยาต่อกันน้อยมาก ดังนั้นในขณะที่พฤติกรรมการไหลในระบบยังเป็นแบบสม่ำเสมอเช่นนี้อยู่ การเปลี่ยนแปลง A_d/A_r จะยังไม่มีผลต่อขนาดของฟองอากาศ อย่างไรก็ตามที่ u_{g0} สูงๆ พบว่า A_d/A_r จะมีผลกระทบต่อค่าความเร็วของของเหลว โดยที่ ฟองอากาศใน ALC-2 มีขนาดเล็กที่สุด ฟองอากาศใน ALC-3 มีขนาดใหญ่ที่สุด ทั้งนี้อาจเป็นเพราะผลของความเร็วของของเหลวซึ่งเมื่อของเหลวมีความเร็วมาก ระดับของ turbulence intensity จะเพิ่มด้วยมีโอกาสที่ฟองอากาศจะแตกตัวเนื่องจาก turbulent intensity นอกจากนี้ในกรณีของ ALC-3 นั้นพื้นที่หน้าตัดของ riser ค่อนข้างแคบดังนั้นฟองอากาศมีพื้นที่การไหลน้อย โอกาสที่ฟองจะชนกันและรวมตัวกันมีมากกว่าด้วยฟองจึงมีขนาดใหญ่ ด้วยเหตุนี้เองทำให้ฟองอากาศใน ALC-3 นี้มีขนาดใหญ่กว่าฟองอากาศใน ALC-1

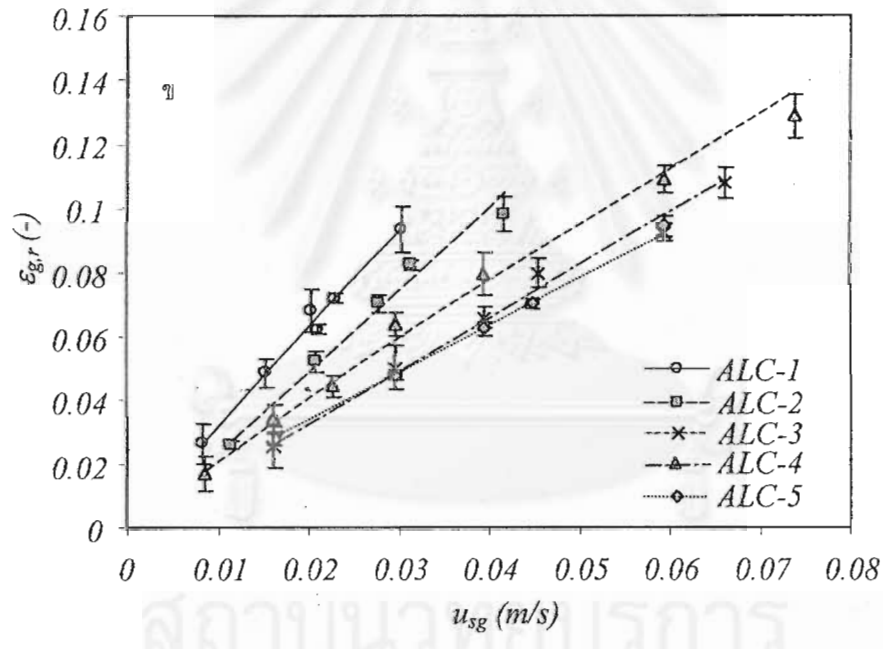
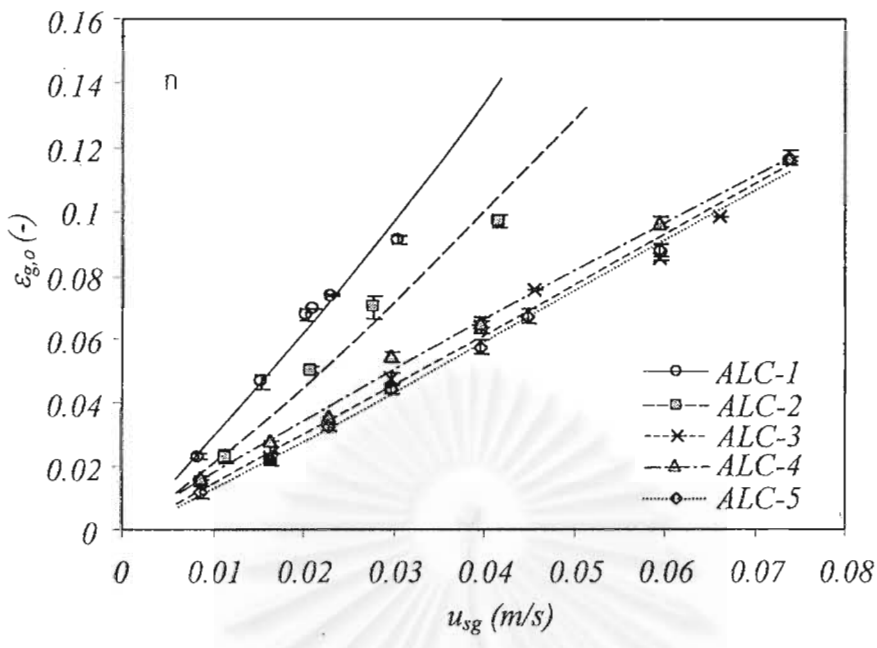


3.5 อิทธิพลของตัวกระจายก๊าซที่มีต่อการกระจายขนาดของฟองอากาศ

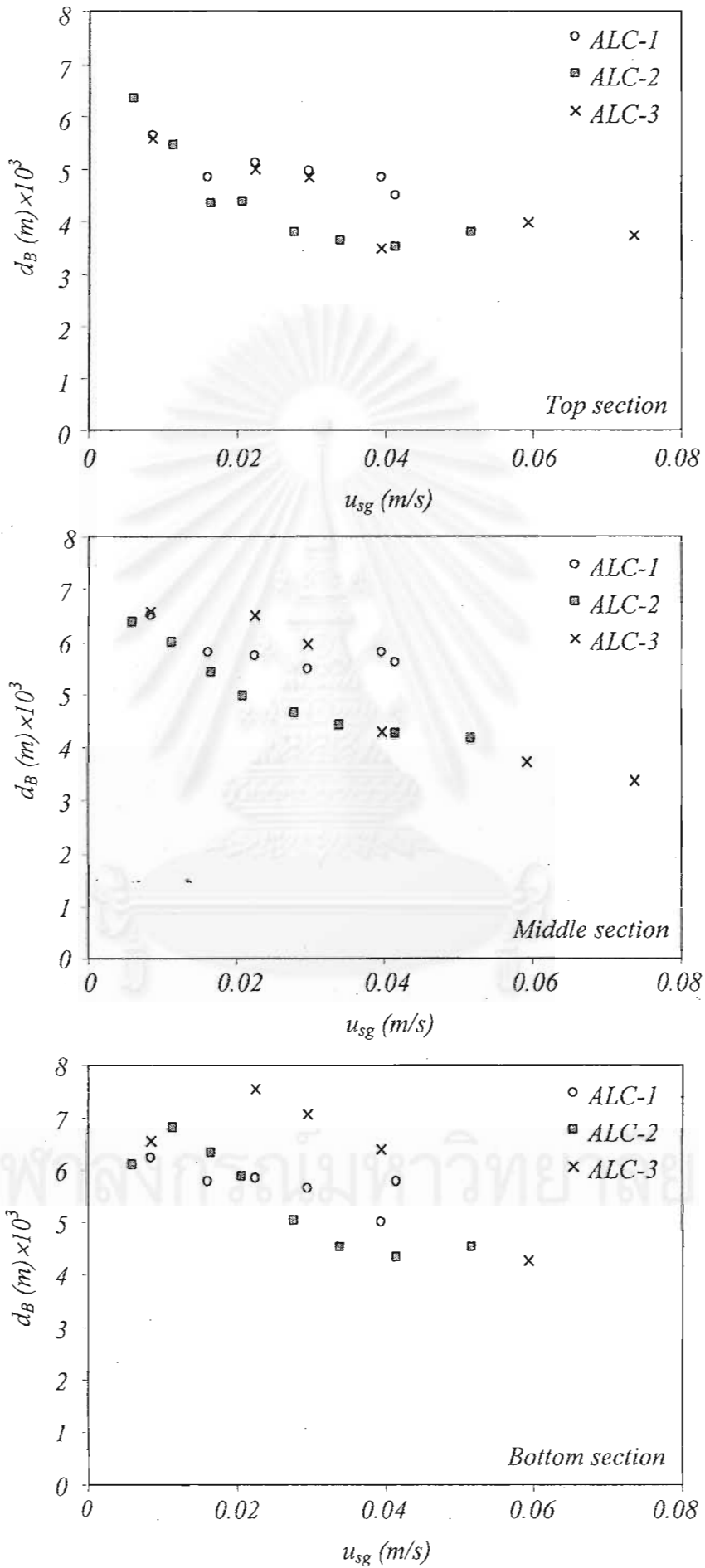
ในการศึกษาผลของตัวกระจายก๊าซที่มีต่อการกระจายขนาดของฟองอากาศ การทดลองนี้ได้ใช้ตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูปล่อยก๊าซแตกต่างกัน 3 ค่า คือ 5 รู 14 รู และ 30 รู ผลของตัวกระจายก๊าซที่มีต่อการกระจายขนาดของฟองอากาศใน ALC แสดงดังรูปที่ 9 ซึ่งชี้ให้เห็นว่าในทุกช่วงของ u_{sg} ที่ทำการทดลองนั้น ขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศมีแนวโน้มจะเพิ่มขึ้นเมื่อจำนวนรูของตัวกระจายก๊าซมากขึ้น ฟองอากาศจากตัวกระจายก๊าซที่มี 30 รูมีแนวโน้มจะรวมตัวกันอย่างรวดเร็วเมื่อออกจากรูของตัวกระจายก๊าซเพราะระยะห่างระหว่างแต่ละรูค่อนข้างจะน้อย (รูอยู่ใกล้กัน) ซึ่งทำให้เกิดการรวมตัวเป็นฟองขนาดใหญ่ได้ง่าย ในขณะที่ฟองอากาศจากตัวกระจายก๊าซที่มี 5 รูจะมีขนาดเล็กที่สุด ยกเว้นที่ส่วนล่างของ ALC ซึ่งพบว่าการกระจายขนาดของฟองอากาศที่ตำแหน่งนี้ในกรณีที่ใช้ตัวกระจายก๊าซที่มี 5 รูค่อนข้างมีการกระจายตัวกว้างกว่ากรณีอื่นๆ ซึ่งอาจเป็นเพราะความดันในตัวกระจายก๊าซที่ค่อนข้างสูงเนื่องจากมีรูน้อยทำให้ฟองใหม่ที่เกิดขึ้นมีขนาดใหญ่และฟองที่มีขนาดใหญ่จะไม่เสถียรและมีแนวโน้มจะแตกตัวอย่างรวดเร็วหลังจากออกจากรูของตัวกระจายก๊าซซึ่งทำให้ขนาดของฟองอากาศเปลี่ยนแปลงค่อนข้างมากและขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศเหนือรูปล่อยก๊าซในกรณีนี้ค่อนข้างจะใหญ่กว่ากรณีอื่นๆ



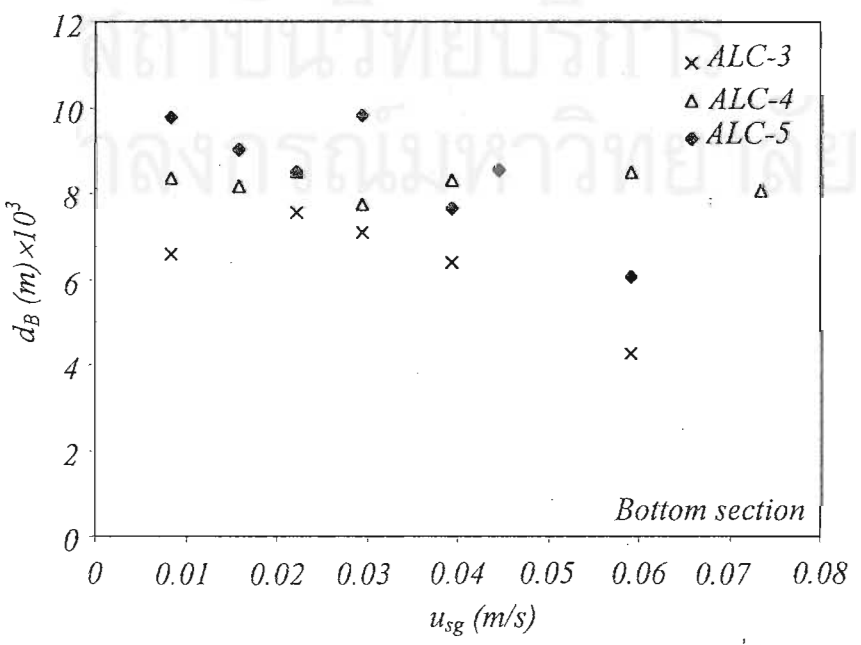
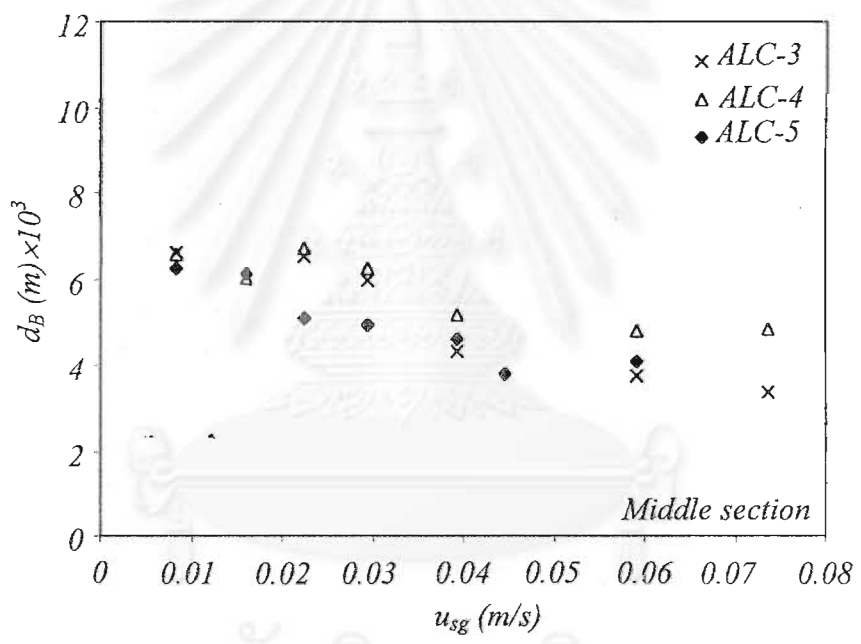
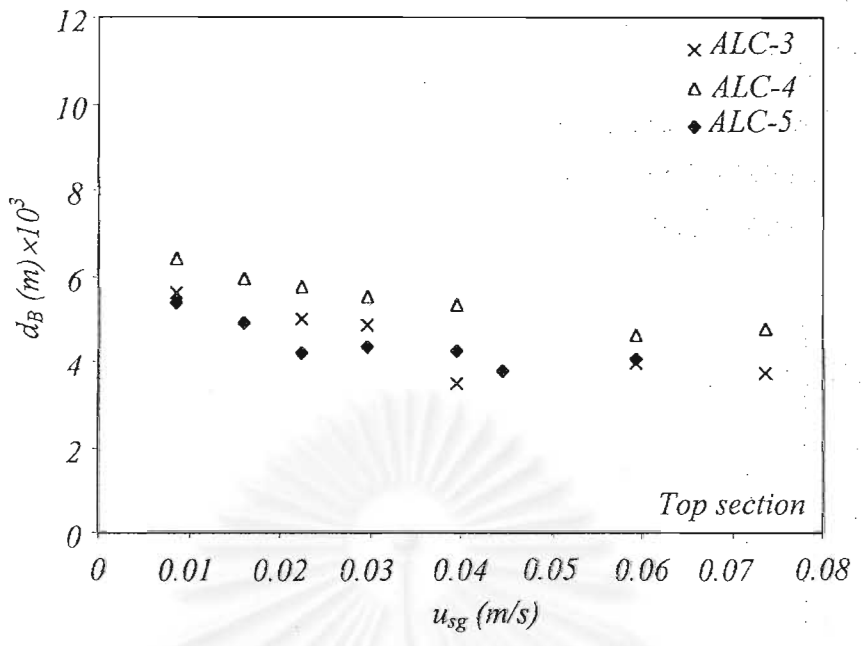
รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเร็วของของเหลว (ใน downcomer) และความเร็วก๊าซ



รูปที่ 7 ผลของความเร็วก๊าซต่อ (ก) ค่าสัดส่วนก๊าซรวมใน ALC, $\epsilon_{g,o}$, และ (ข) ค่าสัดส่วนก๊าซในส่วน riser, $\epsilon_{g,r}$



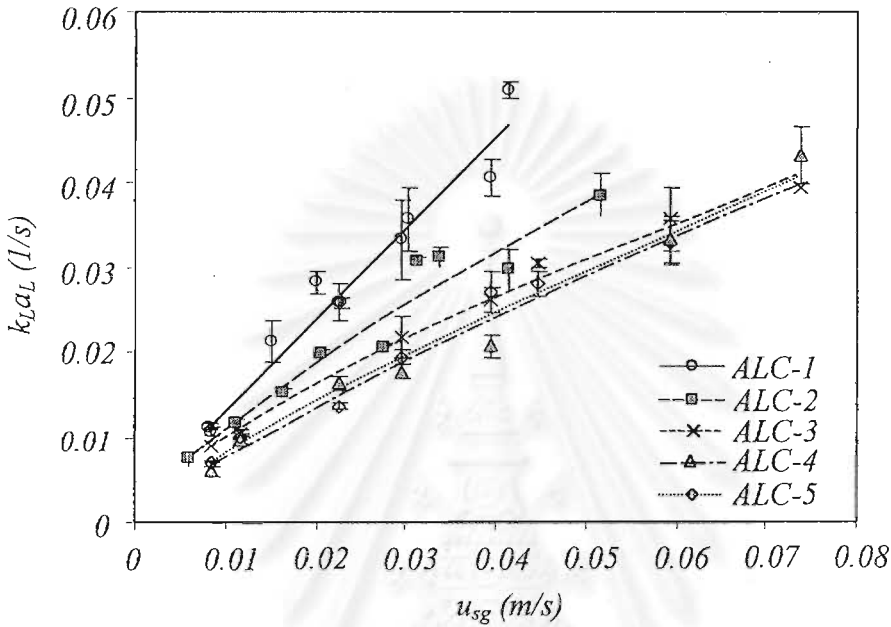
รูปที่ 8 ความสัมพันธ์ระหว่างขนาดฟองอากาศ, d_B , กับค่าความเร็วของก๊าซใน ALC ที่มีค่า A_j/A , ไม่เท่ากัน



รูปที่ 9 ความสัมพันธ์ระหว่างขนาดของฟองอากาศ, d_B , และความเร็วก๊าซใน ALC ที่มีตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูไม่เท่ากัน

3.6 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม ($k_L a_L$) ในถังสัสมัผสมแบบอากาศยก

ความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวมใน ALC กับตัวแปร (parameter) ต่างๆแสดงดังในรูปที่ 10 ซึ่งจะเห็นว่า $k_L a_L$ เพิ่มขึ้นเมื่อ u_{sg} เพิ่มขึ้นในขณะที่ $k_L a_L$ ลดลงเมื่อ A_g/A_r เพิ่มขึ้น แต่อิทธิพลของจำนวนรูของตัวกระจายก๊าซที่มีต่อ $k_L a_L$ นั้นมีน้อยมากในช่วงสภาวะที่ทำการทดลอง หัวข้อต่อไปนี้จะพิจารณาถึงรายละเอียดของอิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ เหล่านี้ที่มีต่อ $k_L a_L$



รูปที่ 10 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างเฟสรวมและความเร็วของก๊าซ

3.6.1 การหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม ($k_L a_L$)

เมื่อมีข้อมูลการกระจายขนาดของฟองอากาศ เป็นไปได้ที่จะประมาณค่า $k_L a_L$ ในรูปของ k_L และ a_L แยกจากกัน ค่าพื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะระหว่างเฟส (a_L) สามารถหาได้จากสมการที่ 9 โดยมีสมมติฐานว่าฟองอากาศมีรูปร่างเป็นทรงกลมที่มีขนาดเฉลี่ยเท่ากับ d_B

$$a_L = \frac{6\varepsilon_g}{(1-\varepsilon_g)d_B} \tag{9}$$

สัดส่วนของก๊าซ (ε_g) สามารถวัดได้โดยตรงจากการทดลอง แต่ขนาดของฟองอากาศที่ใช้ในการหาค่า a_L ในสมการที่ 9 จะใช้ค่า "Sauter mean diameter, d_{Bs} " หรือที่เรียกกันว่า "surface volume mean diameter" ซึ่งสามารถหาได้จากสมการต่อไปนี้

$$d_{Bs} = \frac{\sum n_i d_{Bi}^3}{\sum n_i d_{Bi}^2} \tag{10}$$

โดยที่ n_i คือจำนวนของฟองอากาศที่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเท่ากับ d_{Bi}

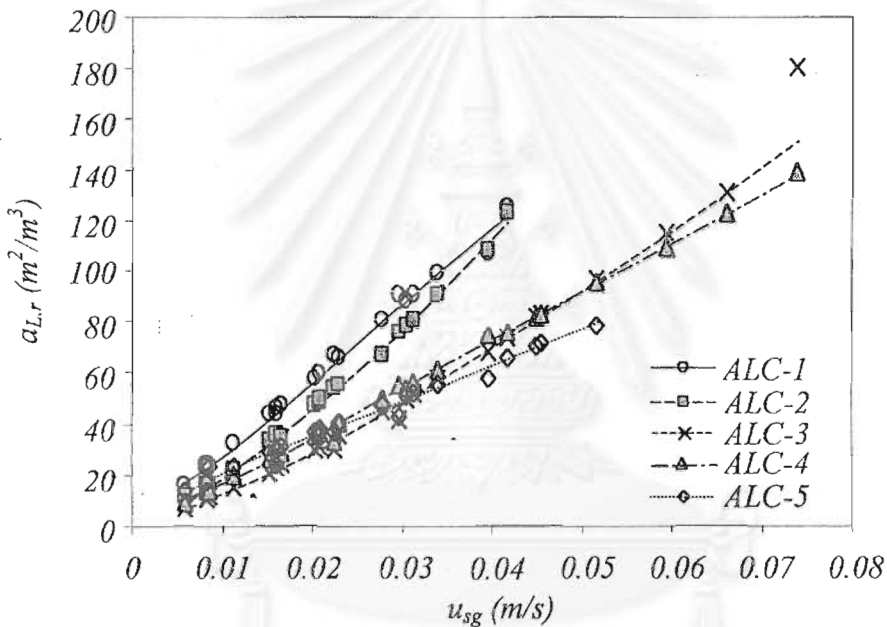
ดังที่ได้กล่าวไปในหัวข้อที่แล้วแล้วว่าขนาดของฟองอากาศใน riser ($d_{B,r}$) ในแนวแกนนั้นไม่สม่ำเสมอ ดังนั้นในแต่ละสภาวะการทดลองการคำนวณพื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะระหว่างเฟสจึงจำเป็นต้องใช้ข้อมูลของการกระจาย

ขนาดของฟองอากาศในแนวแกนและค่าสัดส่วนของก๊าซใน riser ($\varepsilon_{g,r}$) บนสมมติฐานที่ว่า $\varepsilon_{g,r}$ นั้นมีความสม่ำเสมอในแนวรัศมีโดยใช้สมการที่ 11 และสมการที่ 12

$$a_{L,r} = \frac{1}{H_{dt}} \int_{x_r=0}^{x_r=H_m} a_{L,x_r} dx_r \quad (11)$$

$$a_{L,r} = \frac{1}{H_{dt}} \frac{6\varepsilon_{gr}}{(1-\varepsilon_{gr})} \int_{x_r=0}^{x_r=H_m} \frac{1}{d_{Bs,x_r}} dx_r \quad (12)$$

โดยที่ในการอินทิเกรตสมการที่ 12 จะต้องแบ่ง ALC ออกเป็นสามส่วนเท่า ๆ กันคือ ส่วนล่าง ส่วนกลาง และส่วนบน (แต่ละส่วนมีความสูงเท่า ๆ กัน คือ 1 ใน 3 ของความสูงทั้งหมดของคอลัมน์) และสมมติให้ฟองอากาศทุกฟองในแต่ละส่วนมีขนาดเท่ากันทั้งหมด และผลการคำนวณจะได้เส้นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $a_{L,r}$ และ u_{sg} ดังในรูปที่ 11



รูปที่ 11 ความสัมพันธ์ระหว่างพื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลวใน riser และความเร็วก๊าซ

เนื่องจากข้อจำกัดของวิธีการวัดโดยการถ่ายภาพ การสังเกตขนาดของฟองอากาศใน downcomer โดยตรงนั้นไม่สามารถทำได้ ดังนั้นขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศใน downcomer ($d_{b,d}$) จึงเป็นค่าประมาณที่คำนวณได้จากความเร็วของของเหลวใน downcomer ($u_{L,d}$) ที่ได้จากการทดลอง โดยใช้สมการของ Levich (1962) (สมการที่ 13) ซึ่งในการคำนวณนี้จะมีสมมติฐานว่าขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศใน downcomer ($d_{b,d}$) เท่ากับขนาดของฟองที่มี terminal velocity เท่ากับความเร็วของของเหลวใน downcomer ($u_{L,d}$)

สมการของ Levich (1962) สามารถเขียนได้ดังนี้

$$u_L = 2 \left(\frac{gd_B}{1.8} \right)^{0.5} \quad (13)$$

หรือนั่นคือ

$$d_{B,d} = \frac{1.8}{g} \left(\frac{u_{L,d}}{2} \right)^2 \quad (14)$$

และให้

$$d_{Bs,d} = d_{B,d} \quad (15)$$

$a_{L,d}$ สามารถคำนวณได้จากการแทนค่า $d_{Bs,d}$ จากสมการที่ 14 และ 15 และ ϵ_{gd} (จากการทดลอง) ในสมการที่ 9 โดยที่ความเร็วในการไหล (ในเทอมของ $u_{L,d}$) ที่จะต้องใช้ในการคำนวณนี้ สามารถหาได้จากผลการทดลองในรูปที่ 6

โดยทั่วไปสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสาร (k_L) เป็นฟังก์ชันของสมบัติของของเหลวและขนาดของฟองอากาศ (Higbie 1935; Calderbank และ Moo-Young 1961; Calderbank 1967 และ Bailey และ Ollis 1977) ซึ่งการศึกษาค้นคว้าวิจัยที่ผ่านมาพบว่ามีสมการความสัมพันธ์ที่ได้จากการทดลอง (empirical correlation) และสมการทางทฤษฎี (theoretical correlation) หลายรูปแบบที่ได้รับการพัฒนาขึ้นสำหรับการประมาณค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสาร (k_L) ในระบบต่างๆ (Skelland 1974; Treybal 1980; Welty และคณะ 1984 และ Stanley 1998) และสามารถเขียนอยู่ในรูปทั่วไปได้ดังนี้

$$Sh = a + b \underbrace{Gr^c Sc^d}_{\text{Free rise bubble}} + e \underbrace{Re^f Sc^h}_{\text{Forced convection}} \quad (16)$$

โดยที่

$$Sh = \text{Sherwood number} = \frac{k_L d_{Bs}}{D_1}$$

$$Gr = \text{Grashof number} = \frac{d_{Bs}^3 \rho_l \Delta \rho g}{\mu_l^2}$$

$$Sc = \text{Schmidt number} = \frac{\mu_l}{\rho_l D_1}$$

$$Re = \text{Reynolds number} = \frac{d_{Bs} v_s \rho_l}{\mu_l}$$

โดยปกติ Grashof number จะใช้แทนการถ่ายเทมวลสารด้วยวิธีการแพร่แบบธรรมชาติ (natural convection หรือ free rise velocity) ส่วน Reynolds number ใช้แทนการถ่ายเทมวลสารด้วยวิธีการนำหรือ forced convection ค่าคงที่ a-h ในสมการที่ 16 นั้นหาได้จากการทดลอง แต่ในงานวิจัยนี้ไม่มีการเปลี่ยนแปลงสมบัติของของเหลว ดังนั้น Schmidt number จึงคงที่ ดังนั้นสมการที่ 16 จึงสามารถลดรูปลงเหลือ

$$Sh = a' + b' Gr'^c + d' Re'^e \quad (17)$$

การแก้สมการที่ 17 ต้องทราบค่า slip velocity (v_s) และ Sauter bubble diameter (d_{Bs}) ก่อน ซึ่ง Sauter mean bubble diameter ใน riser ($d_{Bs,r}$) สามารถคำนวณได้จากข้อมูลของการกระจายขนาดของฟองอากาศใน riser ในแนวแกนดังนี้

$$d_{Bs,r} = \int_{x_r=0}^{x_r=H_d} d_{Bs,x_r} dx_r \quad (18)$$

Sauter bubble diameter ใน downcomer ($d_{Bs,d}$) สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 15 ส่วน slip velocity ใน riser ($V_{s,r}$) เป็นฟังก์ชันของ terminal rise velocity ของฟองเดี่ยว (u_∞) ซึ่งถูกปรับปรุงเพื่อพิจารณาให้ครอบคลุมถึง hindering effect จากฟองอากาศที่อยู่ข้างเคียงในกรณีที่เป็นกลุ่มของฟองอากาศใน riser (Richardson และ Zaki 1954; Marrucci 1965; Davidson และ Harrison 1966; Turner 1966; และ Wallis 1969)

$$V_{s,r} = u_\infty f(\varepsilon_{g,r}) \quad (19)$$

โดยที่ $f(\varepsilon_{g,r})$ ที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นสมการที่เสนอโดย Davidson และ Harrison 1966 และ Wallis 1969 และสมการที่ 19 สามารถเขียนใหม่ได้เป็น

$$V_{s,r} = \frac{u_\infty}{(1-\varepsilon_{g,r})} \quad (20)$$

Terminal bubble rise velocity (u_∞) สามารถคำนวณได้โดยใช้สมการซึ่งพัฒนาโดย Jamialahmadi และคณะ 1994

$$u_\infty = \frac{\frac{1}{18} \frac{\rho_l - \rho_g}{\mu_l} g d_{Bs}^2 \left(\frac{3\mu_l + 3\mu_g}{2\mu_l + 3\mu_g} \right) \sqrt{d_{Bs} (\rho_l + \rho_g) + \frac{gd_{Bs}}{2}}}{\sqrt{\left[\frac{1}{18} \frac{\rho_l - \rho_g}{\mu_l} g d_{Bs}^2 \left(\frac{3\mu_l + 3\mu_g}{2\mu_l + 3\mu_g} \right) \right]^2 + d_{Bs} (\rho_l + \rho_g) + \frac{gd_{Bs}}{2}}} \quad (21)$$

โดยตั้งสมมติฐานว่าฟองอากาศใน downcomer มี terminal rise velocity เท่ากับความเร็วของของเหลวใน downcomer และขนาดของฟองอากาศใน downcomer สม่่าเสมอตลอดแนวแกนของคอลัมน์ slip velocity สามารถคำนวณได้จาก ความเร็วของของเหลวใน downcomer

$$V_{s,d} = U_{L,d} \quad (22)$$

แทนค่า $d_{Bs,r}$ จากสมการที่ 18 และ $V_{s,r}$ จากสมการที่ 20 ลงในสมการที่ 17 จะได้สมการสหสัมพันธ์สำหรับการคำนวณค่า $k_{L,r}$ และเช่นเดียวกันแทนค่า $d_{Bs,d}$ จากสมการที่ 15 และ $V_{s,d}$ จากสมการที่ 22 ลงในสมการที่ 17 เพื่อให้ได้สมการสหสัมพันธ์สำหรับการคำนวณค่า $k_{L,d}$

3.6.2 การเปรียบเทียบระหว่าง k_{La} ที่ได้จากการทดลองและจากสมการสหสัมพันธ์

อัตราการถ่ายเทมวลสารใน ALC สามารถแสดงได้ในเทอมของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารรวม (k_{La})_T ซึ่งสามารถคำนวณได้จากผลรวมของอัตราการถ่ายเทมวลสารใน riser และ downcomer ดังนี้

$$(k_{La})_T = \frac{(k_{La})_r V_{L,r} + (k_{La})_d V_{L,d}}{V_{L,T}} \quad (23)$$

โดยที่ $V_{L,r}$ ปริมาตรของของเหลวใน riser

$V_{L,d}$ ปริมาตรของของเหลวใน downcomer

$V_{L,T}$ ปริมาตรของของเหลวทั้งหมด

$(k_{La})_r$ และ $(k_{La})_d$ ในสมการนี้ได้จากผลคูณระหว่าง $k_{L,r}$ และ $a_{L,r}$ และ $k_{L,d}$ และ $a_{L,d}$ ตามลำดับ

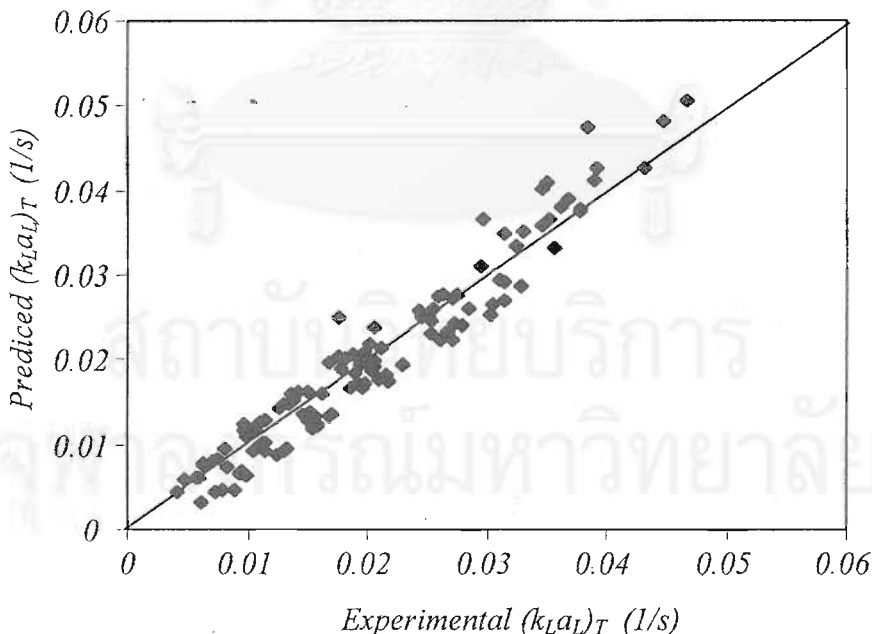
รูปที่ 12 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างค่า $k_L a_L$ ที่ได้จากสมการ 23 และค่าจากการทดลองซึ่งแสดงให้เห็นว่าค่าจากสมการสอดคล้องกับผลการทดลองเมื่อตัวแปร $a' - e'$ ในสมการที่ 17 เท่ากับ 0.5, 1.07, 0.469, 0 และ 0.5 ตามลำดับ ตัวแปรเหล่านี้ได้จากการแก้สมการโดยใช้ solver function ใน MS Excel 97 โดยให้ความผิดพลาดระหว่างค่าจากการทดลองกับค่าที่ทำนายได้มีค่าน้อยที่สุด จะเห็นได้ว่า e' ไม่มีอิทธิพลต่อการทำนายค่าเพราะสัมประสิทธิ์หน้า Reynolds number (d') มีค่าเป็นศูนย์ ดังนั้นสมการที่ 17 สามารถเขียนใหม่ได้เป็น

$$Sh = 0.5 + 1.07Gr^{0.469} \quad (24)$$

สมการที่ 24 แสดงให้เห็นว่า Re ไม่ปรากฏในสมการเนื่องมาจาก $d' = 0$ ซึ่งหมายความว่า forced convection ไม่มีผลต่อการถ่ายเทมวลสาร แสดงว่าการถ่ายเทมวลสารใน ALC ที่ใช้ในงานวิจัยนี้จะไม่ขึ้นกับ force convection แต่จะขึ้นกับ natural convection เท่านั้น

3.6.3 การหาค่า $k_L a_L$ ใน ALC

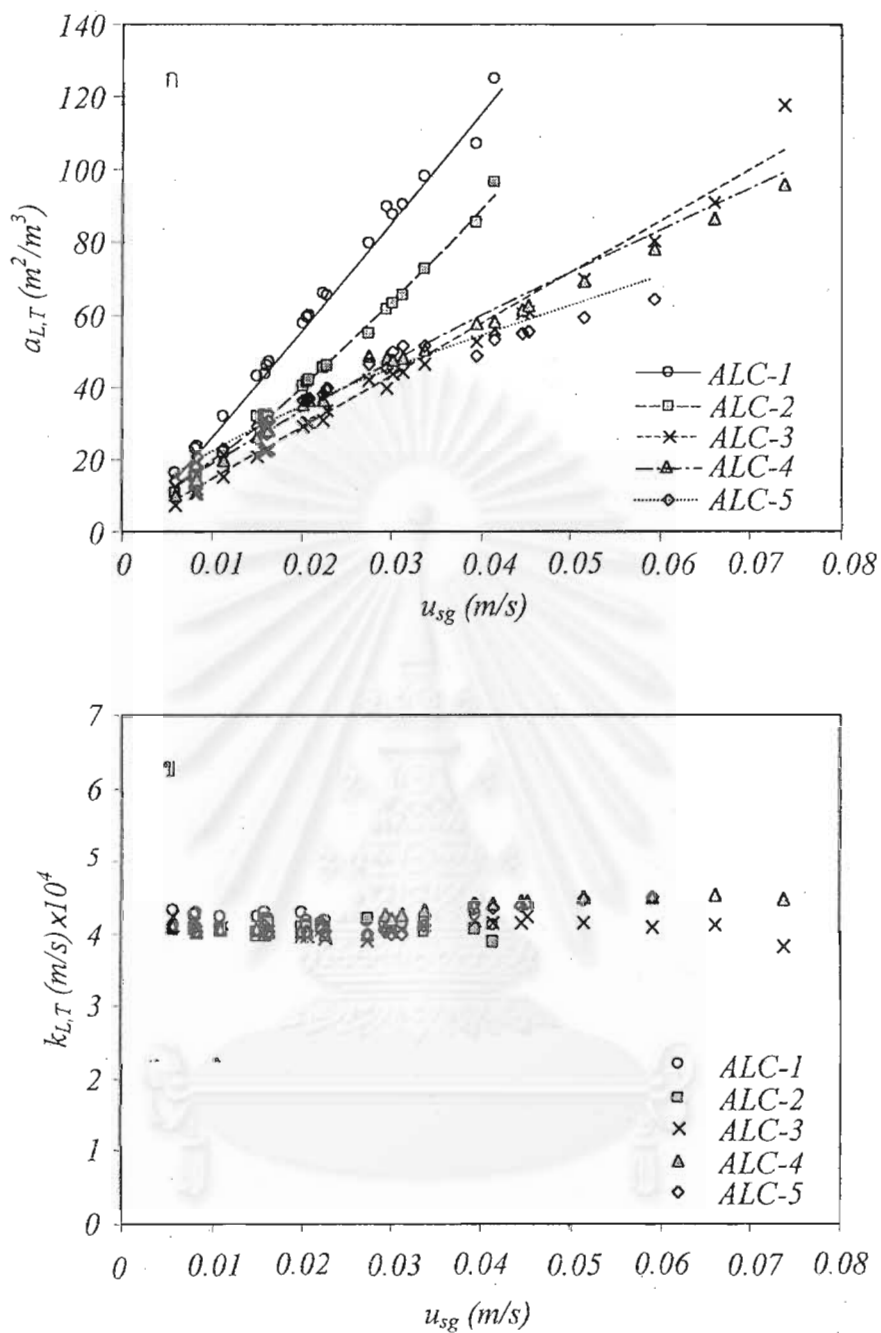
รูปที่ 13 แสดงการเปลี่ยนแปลงของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสาร ($k_{L,T}$) และ พื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะระหว่างเฟส ($a_{L,T}$) กับ ความเร็วก๊าซ (u_{sg}) สำหรับ ALC ที่ใช้ในงานวิจัยนี้ ซึ่งแสดงให้เห็นว่า a_L แปรผันตาม u_{sg} ในขณะที่ k_L มีค่าไม่เปลี่ยนแปลงมากนักกับ u_{sg} ด้วยเหตุนี้จึงสรุปได้ว่าการเพิ่มขึ้นของ a_L เมื่อ u_{sg} เพิ่มใน ALC เป็นปัจจัยสำคัญที่ทำให้ $k_L a_L$ เพิ่มขึ้น (ดูรูปที่ 10) การเพิ่มขึ้นของ a_L เมื่อความเร็วของก๊าซเพิ่มขึ้นเป็นผลมาจากการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนของก๊าซโดยรวมในระบบ ($\epsilon_{g,o}$) (รูปที่ 7) และการลดลงของขนาดของฟองอากาศเมื่อความเร็วของก๊าซเพิ่มขึ้น (รูปที่ 5)



รูปที่ 12 กราฟเปรียบเทียบค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมจากการทดลองและการประมาณโดยใช้สมการ 23

นอกจากนี้รูปที่ 13 ยังสามารถอธิบายผลของ A_o/A_r ที่มีต่อ k_L และ a_L (ALC-1, ALC-2 และ ALC-3 มี $A_o/A_r = 0.067$ 0.43 และ 1 ตามลำดับ) ซึ่งผลโดยรวมสามารถสรุปได้ว่าค่า $k_L a_L$ จะลดลงเมื่อค่า A_o/A_r สูงขึ้น และเมื่อพิจารณาถึงลักษณะทางด้านอุทกพลศาสตร์จะพบว่า ALC ที่มีค่า A_o/A_r มากจะมีความเร็วในการไหลวนสูง (รูปที่ 6) แต่มีสัดส่วนของก๊าซในระบบน้อย (รูปที่ 7) และขนาดของฟองอากาศในระบบที่มี A_o/A_r สูงจะมีขนาดเล็กกว่าในระบบที่มี A_o/A_r ต่ำ (ที่ค่า u_{sg} สูง) ซึ่งผลของฟองขนาดเล็กที่มีต่อการเพิ่มขึ้นของพื้นที่ผิวในการถ่ายเทมวลสารถูกชดเชยด้วยสัดส่วนของก๊าซที่ลดลง และทำให้ระบบที่มี A_o/A_r สูงมี a_L ต่ำ ในทางตรงกันข้าม การเพิ่มขึ้นของ A_o/A_r ไม่มีผลต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสาร (k_L) ดังนั้นการลดลงของ $k_L a_L$ เมื่อ A_o/A_r เพิ่มขึ้นดังแสดงในรูปที่ 10 นั้นมีสาเหตุมาจากการลดลงของ a_L เป็นหลัก

รูปที่ 10 แสดงให้เห็นว่าอิทธิพลของจำนวนรูของตัวกระจายก๊าซที่มีต่อ $k_L a_L$ สามารถละลายได้ในช่วงสภาวะการทดลองนี้ ซึ่งเมื่อพิจารณาในรูปที่ 13 (ALC-3, ALC-4, and ALC-5) จะเห็นว่าทั้ง k_L และ a_L ไม่ได้รับอิทธิพลจากการเปลี่ยนแปลงจำนวนรูของตัวกระจายก๊าซ ทั้งนี้เป็นที่ทราบกันแล้วว่าค่า a_L แปรผกผันกับขนาดของฟองอากาศ และเนื่องจากตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูมากทำให้เกิดฟองขนาดใหญ่ ดังนั้น ALC ที่มีตัวกระจายก๊าซแบบนี้ควรมี a_L น้อย อย่างไรก็ตามผลแสดงอย่างชัดเจนว่าไม่ได้เป็นเช่นนั้น และ a_L ใน ALC-4 (30 orifice sparger) นั้นมีค่าเท่ากับ a_L ใน ALC-5 (5 orifice sparger) ทั้งนี้เป็นเพราะผลของฟองขนาดใหญ่ที่มีต่อพื้นที่ผิวสัมผัสถูกชดเชยโดยผลของสัดส่วนของก๊าซใน riser ที่มีค่าค่อนข้างมากในระบบที่มีตัวกระจายก๊าซที่มีจำนวนรูมาก



รูปที่ 13 ผลของความเร็วก๊าซต่อ (ก) ค่าพื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะรวมระหว่างก๊าซและของเหลว, $a_{L,T}$, และ (ข) ต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล, $k_{L,T}$



4. ข้อสรุปและข้อเสนอแนะ

งานวิจัยนี้ได้แสดงให้เห็นถึงความสำคัญของการศึกษาการกระจายตัวของขนาดฟองอากาศในถังผสมแบบอากาศยกต่อความเข้าใจในหลักการการทำงานทั้งทางด้านอุทกพลศาสตร์และทางด้านการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟส (ก๊าซและของเหลว) ภายในระบบเอง เพราะจะทำให้สามารถวิเคราะห์ถึงผลของตัวแปรต่าง ๆ ต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารและค่าพื้นผิวจำเพาะได้แยกจากกัน ซึ่งผลการวิจัยนี้แม้ว่าจะยังมีขีดจำกัดอยู่เพียงแต่ถังผสมแบบอากาศยกขนาดเดียวกัน แต่ก็นับเป็นจุดเริ่มต้นที่สำคัญสำหรับการพัฒนาศาสตร์ทางด้านนี้ต่อไป โดยข้อเสนอแนะซึ่งเป็นแผนการทำงานในอนาคตของทางห้องปฏิบัติการชีวเคมีที่ภาควิชาวิศวกรรมเคมีนี้คือ การศึกษาผลของการขยายและลดขนาดของถังผสม ฯ ต่อค่าการกระจายตัวของขนาดฟองอากาศและต่อพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารระหว่างเฟส ซึ่งจะเป็นข้อมูลสำคัญในการพัฒนาดังผสมแบบอากาศยกนี้

5. เอกสารอ้างอิง

- Akita, K. and Yoshida, F. (1974). Bubble size, interfacial area and liquid phase mass transfer coefficient in bubble columns. *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 13, 84-91.
- Bailey, J.E. and Ollis, D.F. (1977). *Biochemical Engineering Fundamentals*. McGraw-Hill, New York.
- Bello, R.A., Robinson, C.W. and Moo-Young, M. (1985). Gas hold-up and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Biotechnol. Bioeng.*, 27, 369-381.
- Bochholz, H., Buchholz, R., Lucke, J. and Schugerl, K. (1978). Bubble swarm behavior and gas absorption in non-Newtonian fluids in sparged columns. *Chem. Eng. Sci.*, 33, 1061-1070.
- Bouaifi, M., Hebrard, G., Bastoul, D. and Roustan, M. (2001). A comparative study of gas holdup, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns. *Chem. Eng. Proc.* 97-111.
- Calderbank, P.H. (1967). Mass transfer in fermentation equipment. In *Biochemical and Biological Engineering Science*. Vol.2, N. Blakebrough, Academic, New York, pp. 102-180.
- Calderbank, P.H. and Moo-Young, M. (1961). The continuous phase heat and mass transfer properties of dispersions. *Chem. Eng. Sci.*, 16, 39.
- Camarasa, E., Vial, C., Poncin, S., Wild, G., Midoux, N. and Bouillard, N. (1999). Influence of coalescence behavior of the liquid and of gas sparging on hydrodynamics and bubble characteristics in a bubble column. *Chem. Eng. Proc.*, 38, 329-344.
- Chisti, M.Y. (1989). *Airlift Bioreactors*. Elsevier Applied Science, London and New York.
- Chisti, M.Y. and Moo-Young, M. (1987). *Airlift Reactors: Characteristics, Applications and Design Considerations*. *Chem. Eng. Commun.* 60, 195-242.
- Chisti, Y. and Moo-Young. (1988). Hydrodynamics and oxygen mass transfer in a pneumatic bioreactor devices. *Biotechnol. Bioeng.*, 31, 487-494.

- Choi, K. H. and Lee, W.K. (1993). Circulation liquid velocity, gas holdup and volumetric oxygen transfer coefficient in external-loop airlift reactors. *J. Chem. Tech. Biotech.*, 56, 51-58.
- Colella, D., Vinci, D., Bagatin, R., Masi, M. and Bakr, M.A. (1999). A study on coalescence and breakage mechanisms in three different bubble columns. *Chem. Eng. Sci.*, 54, 4767-4777.
- Contreras, A., Garcia, F., Molina, E. and Merchuk, J.C. (1999). Influence of sparger on energy dissipation, shear rate, and mass transfer to sea water in a concentric-tube airlift bioreactor. *Enz. Micr. Technol.*, 25, 820-830.
- Couvert, A., Roustan, M. and Chatellier, P. (1999). Two-phase hydrodynamic study of a rectangular airlift loop reactor with an internal baffle. *Chem. Eng. Sci.*, 54, 5245-5252.
- Davidson, J.F. and Harrison, D. (1966). The behavior of a continuity bubbling fluidized bed. *Chem. Eng. Sci.*, 21, 731.
- Grevskott, S., Sannaes, B.H., Dudukovic, M.B., Hjarbo, K.W. and svendsen, H.F. (1996). Liquid circulation, bubble size distributions, and solids movement in two- and three- phase bubble columns. 51 (10), 1703-1713.
- Hebrard, G., Bastoul, D. and Roustan, M. (1996). Influence of the gas sparger on the hydrodynamic behavior of bubble columns. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 74, 406-414.
- Hesketh, R.P., Etchells, A.W. and Russell, T.W.F. (1991). Bubble breakage in pipeline flow. *Chem. Eng. Sci.*, 46 (1), 1-9.
- Higbie, R. (1935). Rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short period of exposure. *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, 31, 365-389.
- Hinze, J.O. (1955). Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting in dispersion processes. *AIChE J.*, 33, 289-295.
- Jamialahmadi, M., Branch, C. and Müller-Steinhagen. (1994). Terminal bubble rise velocity in liquids. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 72 Part A, 119-122.
- Jones, A.G. 1985. Liquid circulation in a draft-tube bubble column. *Chem. Eng. Sci.* 40: 449-462.
- Kawase, Y. and Moo-Young, M. (1990). Mathematical Models for design of bioreactors: Applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence. *Chem. Eng. J.*, 43, B19-B41.
- Koide, K., Kato, S., Tanaka, Y. and Kubota, H. 1968. Bubble generated from porous plate. *J. Chem. Eng. Jap.* 1: 51-56.
- Koide, K., Sato, H. and Iwamoto, S. (1983). Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in bubble column with draught tube and with gas dispersion into annulus. *J. Chem. Eng. Jap.* 16(5), 407-413.
- Levich, V.G. (1962). *Physicochemical Hydrodynamics*. Prentice-Hall, New Jersey.
- Mahajan, S. P. and Narasimhamurty, G.R.S. (1975). Size, Size Distribution & Interfacial Area for Gas-Liquid Dispersions Formed on Perforated Plates. *Ind. J. Tech.*, 13, 541-547.

- Marrucci, G. (1965). Rising velocity of a swarm of spherical bubbles. *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 4, 224-225.
- Merchuk, J. C., 1986, Gas hold-up and Liquid velocity in a two-dimensional airlift reactor. *Chem. Eng. Sci.* 41: 11-16.
- Miyahara, T. and Hayashino, T. (1995). Size of bubbles generated from perforated plates in a non-Newtonian liquids. *J. Chem. Eng. Japan.*, 28, 596-601.
- Miyahara, T., Hamaguchi, M., Sukeda, Y. and Takahashi, T. (1986). Size of bubbles and liquid circulation in a bubble column with a draft tube and sieve plate. *Can. J. Chem. Eng.*, 64, 718-725.
- Onken, U., and Weiland, P. 1980. Hydrodynamics and Mass Transfer in an Airlift Loop Fermentor. *Eur J. Appl. Microbiol. Biotechnol.* 10: 31-40.
- Otake, T., Tone, S., Nakao, K. and Mitsunashi, Y. (1977). Coalescence and breakup of bubbles in liquids. *Chem. Eng. Sci.*, 32, 377-383.
- Prince, M.J. and Blanch, H.W. (1990). Bubble coalescence and break-up in air-sparged bubble columns. *AIChE J.*, 36, 1485-1499.
- Richardson, J.F. and Zaki, W.N. (1954). Sedimentation and fluidization: Part I, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 32, 35.
- Shah, Y.T., Kelkar, B.G. and Godbole, S.P. (1982). Design parameter estimations for bubble column reactors. *AIChE J.*, 28, 353-378.
- Siegel, M.H. and Robinson, C.W. 1992. Applications of Airlift Gas-Liquid-Solid Reactors in Biotechnology. *Chem. Eng. Sci.* 47: 3215-3229.
- Skelland, A.H.P. (1974). *Diffusional Mass Transfer*. Wiley, New York.
- Stanley, M. (1998). *An introduction to mass and heat transfer*. Wiley, New York, 1998.
- Treybal, R.E. (1980). *Mass Transfer Operations*. McGraw-Hill, New York.
- Tung, H.-L., Tu, C.-C., Chang, Y.-Y. and Wu, W.-T. (1998). Bubble characteristics and mass transfer in an airlift reactor with multiple net draft tubes. *Bioproc. Eng.* 18, 323-328.
- Turner, J.C.R. (1966). On bubble flow in liquids and fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.*, 21, 971.
- Wallis, G.B. (1969). *One Dimensional Two-Phase Flow*. McGraw-Hill, New York.
- Welty, J.R., Wicks, C.E. and Wilson, R.E. (1984). *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer*. Wiley, New York.
- Wilkinson, P.M. and Dierendonck, L.L.v. (1990). Pressure and gas density effects on bubble break-up and gas hold-up in bubble columns. *Chem. Eng. Sci.*, 45, 2309-2315.
- Yu, Y.H., Kim, S.D. 1991. Bubble properties and local liquid velocity in the radial direction of cocurrent gas-liquid flow. *Chem. Eng. Sci.*, 46: 313-320.