

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การพัฒนาถังสัสมัแบบอากาศยกเพื่ออุตสาหกรรมการเพาะเลี้ยงสัตว์น้ำ

โดย นายประเสริฐ ภาสันต์

สิงหาคม 2550

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การพัฒนาถังสัมผัสแบบอากาศยกเพื่ออุตสาหกรรมการเพาะเลี้ยงสัตว์น้ำ

โดย

นายประเสริฐ ภาสันต์

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย
(ความเห็นในรายงานนี้เป็นของผู้วิจัย
สกว. ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป)

Abstract

This work is the extension of the author's previous work supported by TRF on the investigation of hydrodynamic behavior, gas-liquid mass transfer and the design of airlift contactors. In this work, the focuses were given on the examination of various aspects of the airlift systems both fundamental and application wise. Large scale airlift contactors were examined for their performance both in terms of hydrodynamic behavior and mass transfer between gas and liquid phases. Multiple draft tube system was suggested as options which could, to some extent, dampen the effect of non-ideality occurred as the system was enlarged. Next, the influence of salinity on the operation of the airlift system was investigated as, in several circumstances, the airlift was applied for the aquaculture applications where sea water was used as medium. Sea water reduced the size of bubbles considerably and the full examination of the gas-liquid mass transfer in these airlift systems was carried out. The airlift was employed as a photobioreactors for the cultivation of two types of single cell algae, i.e. *Chaetoceros calcitrans* (marine diatom) and *Haematococcus pluvialis* (fresh water alga). The first one was commonly used as a feed for marine hatchery such as shrimp or fish whereas the later was known to be one of the best sources of the antioxidant astaxanthin. It was shown that the airlift systems could offer several advantages over conventional culture systems for both cell cultures.

Key word: airlift contactor, mass transfer, cell cultivation, diatom, single cell algae, antioxidant

บทคัดย่อ

โครงการวิจัยนี้เป็นงานวิจัยต่อเนื่องมาจากการเดิมที่สกว.ได้ให้การสนับสนุน คือ งานทางด้านการพัฒนาความรู้พื้นฐานทางด้านพฤติกรรมของอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารเพื่อช่วยในการออกแบบถังสัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลวแบบอากาศยก โดยโครงการวิจัยนี้ได้ศึกษาเพิ่มเติมทั้งในส่วนที่เป็นความรู้พื้นฐานและการนำไปใช้ประโยชน์ ในส่วนของความรู้พื้นฐาน การวิจัยได้เน้นการศึกษาผลของการขยายขนาดต่อพฤติกรรมของถังสัมผัสแบบอากาศยก เมื่อถังสัมผัสแบบอากาศยกมีขนาดใหญ่ขึ้น จะเกิดลักษณะการไหลแบบไม่อุดมคติ ทำให้ความเร็วของการไหลวนของของเหลวลดลง และทำให้การดำเนินงานเชิงการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซต่ำลงด้วย ปัญหาที่สามารถแก้ไขได้บางส่วนโดยการเปลี่ยนโครงสร้างของถังสัมผัส ฯ เป็นแบบท่อภายในหลายท่อ งานวิจัยลำดับต่อไปเป็นการศึกษาถึงผลของความเค็มต่อพฤติกรรมของถังสัมผัส ฯ ทั้งนี้เนื่องจากการใช้งานของถังสัมผัส ฯ ส่วนหนึ่งจะต้องเกี่ยวข้องกับการใช้น้ำทะเลเป็นวัฏภาคของเหลว ซึ่งความเค็มนี้จะมีผลทำให้ฟองอากาศมีขนาดเล็กลง ผลจากงานวิจัยได้แสดงถึงผลของความเค็มต่อพฤติกรรมทั้งทางด้านอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของระบบ งานทางด้านการใช้งานจริงนั้นเป็นการแสดงให้เห็นถึงศักยภาพในการพัฒนาระบบถังสัมผัสแบบอากาศยกเป็นถึงปฏิกรณ์ทางชีวภาพสำหรับการเพาะเลี้ยงสาหร่ายเซลล์เดียว โดยยกตัวอย่างเซลล์ 2 ประเภท คือ เซลล์ของ *Chaetoceros calcitrans* และเซลล์ของ *Haematococcus pluvialis* ซึ่งเซลล์ชนิดแรกเป็นไดอะตอมที่เจริญเติบโตในน้ำทะเล และใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมการอนุบาลสัตว์น้ำ เช่น ลูกกุ้ง ลูกปลา ในขณะที่เซลล์ชนิดที่สองเป็นเซลล์สาหร่ายน้ำจืดที่สามารถผลิตสาร *astaxanthin* ซึ่งเป็น antioxidant ที่ดีที่สุดชนิดหนึ่ง โดยผลการวิจัยแสดงให้เห็นว่าระบบแบบอากาศยกนั้นมีพฤติกรรมที่เหนือว่ารูปแบบการเพาะเลี้ยงแบบดั้งเดิม (เช่นการเพาะเลี้ยงในระบบ bubble column) สำหรับเซลล์ทั้งสองประเภท

คำสำคัญ: ถังสัมผัสแบบอากาศยก, การถ่ายเทมวล, ระบบการเพาะเลี้ยงเซลล์, ไดอะตอม, สาหร่ายเซลล์เดียว, สารต้านอนุมูลอิสระ

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบคุณในความกรุณาของสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่การสนับสนุนงานวิจัยประยุกต์ทางด้านการออกแบบระบบถังสัมผัสแบบอากาศยกอย่างต่อเนื่องตลอดเวลา 6 ปีที่ผ่านมา ทำให้งานวิจัยดำเนินการไปได้อย่างมีประสิทธิภาพ นอกจากนี้ผู้วิจัยขอขอบคุณความร่วมมือจาก รศ.ดร.รัชชัย ชรินทร์พานิชกุล ผศ.ดร.อาทิวรรณ โชติพิฤกษ์ อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย และ ดร.สรวิศ เผ่าทองสุข จากศูนย์เชี่ยวชาญเฉพาะทาง ด้านเทคโนโลยีชีวภาพทางทะเล ณ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ศูนย์พันธุวิศวกรรมและเทคโนโลยีชีวภาพแห่งชาติ สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ ที่ได้ให้ความสนใจและความสนับสนุนทางด้านการใช้งานระบบถังสัมผัสแบบอากาศยกในเทคโนโลยีชีวภาพ และที่ลืมไม่ได้คือความช่วยเหลือทางด้านการทดลองของทีมนักวิจัย ดังนี้ ดร.พรทิพย์ วงศ์สุโขโต ดร. สนธยา กริชนวรักษ์ น.ส. วรพรรณี เหล่าทวีทรัพย์ น.ส.ดวงกมล เรือนงาม น.ส.นลินี ตันตฤกุล น.ส.กมลวรรณ แก้วปิ่นทอง น.ส. อภิรดี ลิ้มปานภาพ นายกীরติ อิศระพายัพ นายเจนวิทย์ ลั่นทอง และนายภูซงค์ ศรีอ่วม

ประเสริฐ ภาวสันต์

สารบัญ

Abstract	1
บทคัดย่อ	2
กิตติกรรมประกาศ	3
สารบัญ	4
Executive Summary	5
 <u>เนื้อหางานวิจัย</u>	
บทที่ 1 การศึกษาเกี่ยวกับการขยายขนาดของถังหมัสดังแบบอากาศยก	8
บทที่ 2 ผลของความเค็มต่อพฤติกรรมของถังหมัสดังแบบอากาศยก	14
บทที่ 3 ระบบถังปฏิกรณ์เชิงแสงแบบอากาศยกสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์	23
บทที่ 4 การพัฒนาระบบสำหรับการเลี้ยง Haematococcus pluvialis และการผลิตสาร Astaxanthin	35
บทที่ 5 สรุป	43
 Output ที่ได้จากโครงการนี้	 44
ภาคผนวก 1	45
ภาคผนวก 2	54
ภาคผนวก 3	62
ภาคผนวก 4	74
ภาคผนวก 5	83

Executive Summary

โครงการวิจัยนี้เน้นศึกษาทั้งทางด้านความรู้พื้นฐานทางการออกแบบระบบถังสัมผัสแบบอากาศยก และการปรับใช้งานจริงกับงานด้านอุตสาหกรรมการเพาะเลี้ยงสัตว์น้ำ โดยมีวัตถุประสงค์ 4 ประการดังนี้

วัตถุประสงค์

1. ศึกษาผลของการขยายขนาด (Scale-up) ของถังสัมผัสแบบอากาศยกแบบไหลวนภายในต่อพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคก๊าซและของเหลว
2. ศึกษาผลของน้ำทะเลต่อพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก
3. ออกแบบระบบถังปฏิกรณ์ทางชีวภาพแบบอากาศยกเพื่อการเพาะเลี้ยงเซลล์ของไดอะตอม *Chaetoceros calcitrans*
4. ออกแบบระบบการเลี้ยงสาหร่าย *Haematococcus pluvialis* เพื่อการผลิตสาร Astaxanthin

1. ผลของการขยายขนาดของถังสัมผัสแบบอากาศยกแบบไหลวนภายในต่อ

ถังสัมผัสแบบอากาศยกที่มีขนาดใหญ่มักจะเกิดปัญหาเกี่ยวกับการไหลวนภายในส่วน riser ซึ่งทำให้ความเร็วรวมในการไหลวนมีค่าลดลง และส่งผลให้สัดส่วนก๊าซลดลงและค่าความเร็วในการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซลดลงด้วย ปัญหาสำหรับถังสัมผัสแบบอากาศยกขนาดใหญ่สามารถแก้ไขได้โดยการปรับปรุงรูปแบบการจัดวางของท่อภายใน ซึ่งทำได้ 2 ลักษณะ คือ การเพิ่มจำนวนท่อภายใน (โดยควบคุมให้สัดส่วนพื้นที่ระหว่าง downcomer และ riser ให้คงที่) และการปรับลักษณะการจัดวางของท่อภายใน ในการวิจัยครั้งนี้ ผลของการขยายขนาดแสดงให้เห็นโดยใช้พฤติกรรมของถังสัมผัสแบบอากาศยกขนาด 170 ลิตร ที่มีจำนวนท่อภายในแตกต่างกัน พบว่า เมื่อเพิ่มจำนวนท่อภายใน ทำให้มีการกระจายตัวของพื้นที่ส่วน riser อย่างสม่ำเสมอภายในพื้นที่หน้าตัดของถังสัมผัส ฯ จึงช่วยลดการไหลวนภายในส่วน riser นั่นคือ ทำให้ของเหลวไหลได้เร็วขึ้น ซึ่งในที่นี้การที่ของเหลวไหลได้เร็วจะมีส่วนช่วยเพิ่มปริมาณก๊าซในส่วน downcomer และช่วยเพิ่มค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรของการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ โดยระบบที่มีจำนวนท่อภายใน 4 ท่อให้ค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรของการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซสูงกว่าระบบที่มีท่อภายในเพียงท่อเดียวถึงเกือบ 2 เท่า

2. ผลของน้ำทะเลต่อพฤติกรรมทางด้านอุทกพลศาสตร์และการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก

การใช้งานถังสัมผัสแบบอากาศยกรูปแบบหนึ่ง คือ การใช้ในการเพาะเลี้ยงเซลล์ ซึ่งในงานวิจัยครั้งนี้ การเพาะเลี้ยงเซลล์มีทั้งเซลล์ที่เจริญเติบโตในน้ำจืดและในน้ำทะเล งานวิจัยพื้นฐานส่วนใหญ่ศึกษาพฤติกรรมของถังสัมผัสแบบอากาศยกโดยใช้น้ำจืดเป็นวัฏภาคของเหลว ทำให้ขาดข้อมูลพฤติกรรมของระบบเมื่อดำเนินงานกับของเหลวที่เป็นน้ำทะเล งานวิจัยในส่วนนี้ได้ทำการศึกษาพฤติกรรมของถังสัมผัสแบบอากาศยกที่ใช้กับน้ำทะเล โดยสารละลายอิเล็กโทรไลต์เช่นน้ำทะเลมีคุณสมบัติในการส่งเสริมการแตกตัวของฟองอากาศ ทำให้ฟองที่เกิดขึ้นในระบบมีขนาดค่อนข้างเล็ก และช่วยเพิ่มพื้นที่ผิวในการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ แต่เมื่อเปรียบเทียบผลการดำเนินงานกับระบบที่ใช้น้ำจืด พบว่าค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรของการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซในน้ำทะเลมีค่าต่ำกว่าในน้ำจืด ทั้งนี้เนื่องจากน้ำเค็มจะมีผลในการสร้างชั้นความต้านทานการถ่ายเทมวลสารที่ผิวของฟองอากาศทำให้การเคลื่อนผ่านของออกซิเจนเกิดขึ้นได้ยากขึ้น นอกจากนี้การวิเคราะห์เชิงทฤษฎีพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซมีค่าต่ำลงในน้ำเค็มเมื่อความเร็วของอากาศที่ป้อนเข้าสู่ระบบเพิ่มขึ้น

3. การออกแบบระบบถังปฏิกรณ์ทางชีวภาพแบบอากาศยกเพื่อการเพาะเลี้ยงเซลล์ของไดอะตอม *Chaetoceros calcitrans*

ถังสัมผัสแบบอากาศยกได้ถูกนำมาใช้สำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์ของไดอะตอม *Chaetoceros calcitrans* โดยมีการเพาะเลี้ยงในระบบแบบ 17 ลิตร เพื่อเปรียบเทียบผลการดำเนินงาน พบว่าเซลล์สามารถเจริญเติบโตได้ด้วยอัตราการผลิตจำเพาะเท่ากับ 5.54×10^4 เซลล์ต่อลิตรต่อวินาที และได้จำนวนเซลล์สูงสุดเท่ากับ 8.88×10^6 เซลล์ต่อมิลลิลิตร ที่ความเร็วไหลเปล่าของอากาศเท่ากับ 3 เซนติเมตรต่อวินาที โดยที่ผลของสัดส่วนพื้นที่ส่วน downcomer และ riser ไม่ส่งผลต่อการดำเนินงานของระบบอย่างมีนัยสำคัญ ระบบนี้มีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบดั้งเดิมในการเพาะเลี้ยง *Chaetoceros calcitrans* ซึ่งเป็นการเพาะเลี้ยงในระบบแบบ bubble column รวมทั้งการเพาะเลี้ยงในบ่อปูนขนาดใหญ่ ที่ได้เซลล์ที่มีความเข้มข้นสูงสุดเพียง 2×10^5 เซลล์ต่อมิลลิลิตร ใช้เวลาในการเพาะเลี้ยงทั้งหมดเท่ากับ 4-5 วัน ดังนั้นระบบถังปฏิกรณ์แบบอากาศยกขนาด 17 ลิตร จำนวน 2 ถังจะสามารถให้ประสิทธิภาพในการเพาะเลี้ยงเท่ากับระบบบ่อเพาะเลี้ยงขนาด 5 ตัน จำนวน 1 บ่อ จึงเป็นระบบที่มีศักยภาพในการขยายผลสำหรับเกษตรกรรายย่อยต่อไปได้อย่างมีประสิทธิภาพ

ปัจจัยที่มีผลต่อการเจริญเติบโตของเซลล์ *Chaetoceros calcitrans* มี 2 ข้อสำคัญ คือ การบดบังแสงเนื่องจากฟองอากาศที่อยู่ใน downcomer และการบดบังแสงเนื่องจากเซลล์ที่เจริญเติบโตจนเข้มข้น ซึ่งการออกแบบถังปฏิกรณ์ที่เหมาะสมสามารถช่วยลดผลจากปัจจัยทั้งสองนี้ได้ โดยการออกแบบระบบให้มีส่วน gas-liquid separator ใหญ่ขึ้นจะช่วยให้ออกซิเจนหลุดออกจากระบบได้ดีขึ้น และมีฟองอากาศ

ไหลวนลงมาในส่วน downcomer น้อยลง ช่วยให้เกิดผลจากการบดบังแสงจากฟองอากาศได้ และการออกแบบให้เป็นระบบแบบต่อเนื่อง โดยมีการไหลจากถังปฏิกรณ์หนึ่งไปยังถังปฏิกรณ์ต่อไป ซึ่งการออกแบบลักษณะนี้จะทำให้ถังปฏิกรณ์แบบอากาศยกแต่ละถังมีความหนาแน่นน้อยลง ช่วยให้แสงสามารถส่องผ่านได้ดีขึ้น และจำกัดให้เซลล์ที่เข้มข้นมีอยู่ในถังปฏิกรณ์ถึงหลังเท่านั้น จึงช่วยลดผลจากการบดบังแสงของเซลล์ที่เข้มข้นได้

4. การออกแบบระบบถังปฏิกรณ์ทางชีวภาพแบบอากาศยกเพื่อการเพาะเลี้ยงเซลล์ของไค

อะตอม *Haematococcus pluvialis*

Haematococcus pluvialis เป็นสาหร่ายเซลล์เดียวที่มีศักยภาพในการผลิตสาร antioxidant astaxanthin ในปริมาณสูง จึงมีโอกาสในการขยายผลเชิงธุรกิจภายในประเทศได้ ในปัจจุบันยังไม่มีระบบการเพาะเลี้ยงในประเทศที่ประสบความสำเร็จ งานวิจัยนี้แสดงให้เห็นถึงศักยภาพในการใช้ถังผสมแบบอากาศยกในการเพาะเลี้ยงเซลล์สาหร่ายนี้ โดยสารอาหารที่ใช้ในการเพาะเลี้ยงเป็นแบบ F1 ซึ่งพบว่าให้ค่าอัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุด และการเพาะเลี้ยงในระบบถังปฏิกรณ์แบบอากาศยกสามารถให้ค่าการเจริญเติบโตสูงสุดที่ 0.31 ต่อวัน ซึ่งเมื่อเทียบกับค่าที่มีรายงานในอดีต พบว่าเป็นระดับการเจริญเติบโตที่ค่อนข้างสูง และให้ปริมาณเซลล์สูงสุดที่ 4×10^5 เซลล์ต่อมิลลิลิตรเมื่อดำเนินการที่ค่าความเร็วรอบเปล่าของอากาศเท่ากับ 0.4 เซนติเมตรต่อวินาที การวิจัยแสดงให้เห็นว่า ระบบนี้สามารถดำเนินการในลักษณะกึ่งต่อเนื่อง คือ ให้ตั้งผลิตภัณฑ์เซลล์ออกจากระบบได้ทุก ๆ 7-8 วัน และทำการเพาะเลี้ยงได้อย่างต่อเนื่อง

เนื้อหางานวิจัย

บทที่ 1 การศึกษาเกี่ยวกับการขยายขนาดของถังสัมผัสแบบอากาศยก

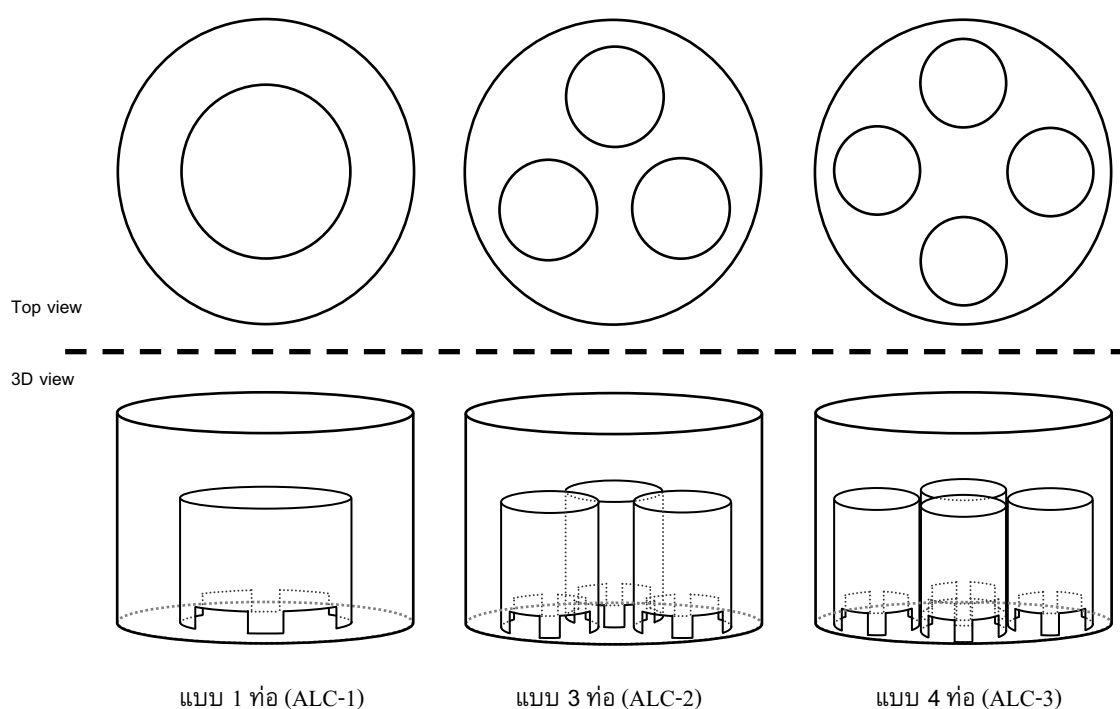
1.1 ที่มา

ถังสัมผัสแบบอากาศยก (Airlift contactor) ที่มีขนาดใหญ่ มักจะมีปัญหาที่เกิดขึ้นเนื่องจากความไม่เป็นอุดมคติของระบบ ดังที่ได้เคยรายงานไว้ใน Wongsuchoto and Pavasant (2004) ซึ่งปรากฏการณ์นี้ทำให้เกิดการไหลวนภายในแต่ละส่วนของถังสัมผัส ฯ เอง แทนที่จะเป็นการไหลวนระหว่าง riser และ downcomer ทำให้ความเร็วโดยรวมของการไหลวนของสารค่อนข้างต่ำ และไม่สามารควบคุมได้ การศึกษาผลงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าส่วนใหญ่การขยายขนาดถังสัมผัส ฯ ทำได้โดยเพิ่มความสูงแต่ให้มีขนาดความกว้างและขนาดของท่อภายในคงที่ (Koide et al., 1984; Merchuk et al., 1994; Russell et al., 1994; Shamlou et al., 1995; Choi et al., 1996) ข้อมูลที่จำกัดเหล่านี้ทำให้เกิดปัญหาในการปรับใช้ถังสัมผัสแบบอากาศยกในระบบที่มีขนาดใหญ่ขึ้น ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์ในการให้ข้อมูลสำคัญเบื้องต้นเกี่ยวกับพฤติกรรมของถังสัมผัสแบบอากาศยกที่มีขนาดใหญ่ โดยเน้นที่การปรับเปลี่ยนรูปแบบการติดตั้งท่อภายใน (draft tube) เพื่อปรับปรุงพฤติกรรมการทำงานของระบบ

1.2 การทดลอง

ถังสัมผัสแบบอากาศยกที่ใช้ในการศึกษานี้เป็นถังทรงกระบอกขนาดความจุสูงสุด 170 ลิตร (ปริมาตรในการใช้งานจริงประมาณ 150 ลิตร) มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 69 ซม. และมีความสูง 56.5 ซม. ภายในมีการติดตั้งท่อภายในซึ่งเป็นท่อทรงกระบอกขนาดเล็กกลวง และทำให้ได้ค่าสัดส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของส่วน downcomer และ riser ตามที่ต้องการ ที่ด้านข้างของถังจะมีช่อง 2 ช่องที่อยู่ในระนาบแนวตั้งเดียวกัน เพื่อใช้ในการวัดค่า pressure drop และนำไปคำนวณหาค่าสัดส่วนของก๊าซในระบบ ส่วนความเร็วของของเหลวจะวัดโดยใช้เทคนิคการเจ็ดสี และวัดความเร็วของการเคลื่อนที่ของกลุ่มสีภายในระบบ

ท่อภายในที่ใช้ภายในระบบนี้มีหลายรูปแบบ โดยในเบื้องต้นกำหนดให้มี แบบ 1 ท่อ แบบ 3 ท่อ และแบบ 4 ท่อ โดยแต่ละรูปแบบจะให้ค่าสัดส่วนระหว่างพื้นที่หน้าตัดของ downcomer และ riser เท่ากันที่ 2.03 โดยแบบ 1 ท่อ ขนาดของท่อภายในเท่ากับ 0.4 เมตร แบบ 3 ท่อ ขนาดของท่อภายในเท่ากับ 0.23 เมตร และแบบ 4 ท่อ ขนาดของท่อภายในเท่ากับ 0.2 เมตร (ดูรูปที่ 1.1 สำหรับรูปแบบการติดตั้งท่อภายใน)



รูปที่ 1.1 การติดตั้งระบบถังสัมผัสแบบอากาศยกดขนาดใหญ่ที่มีท่อภายในหลายรูปแบบ

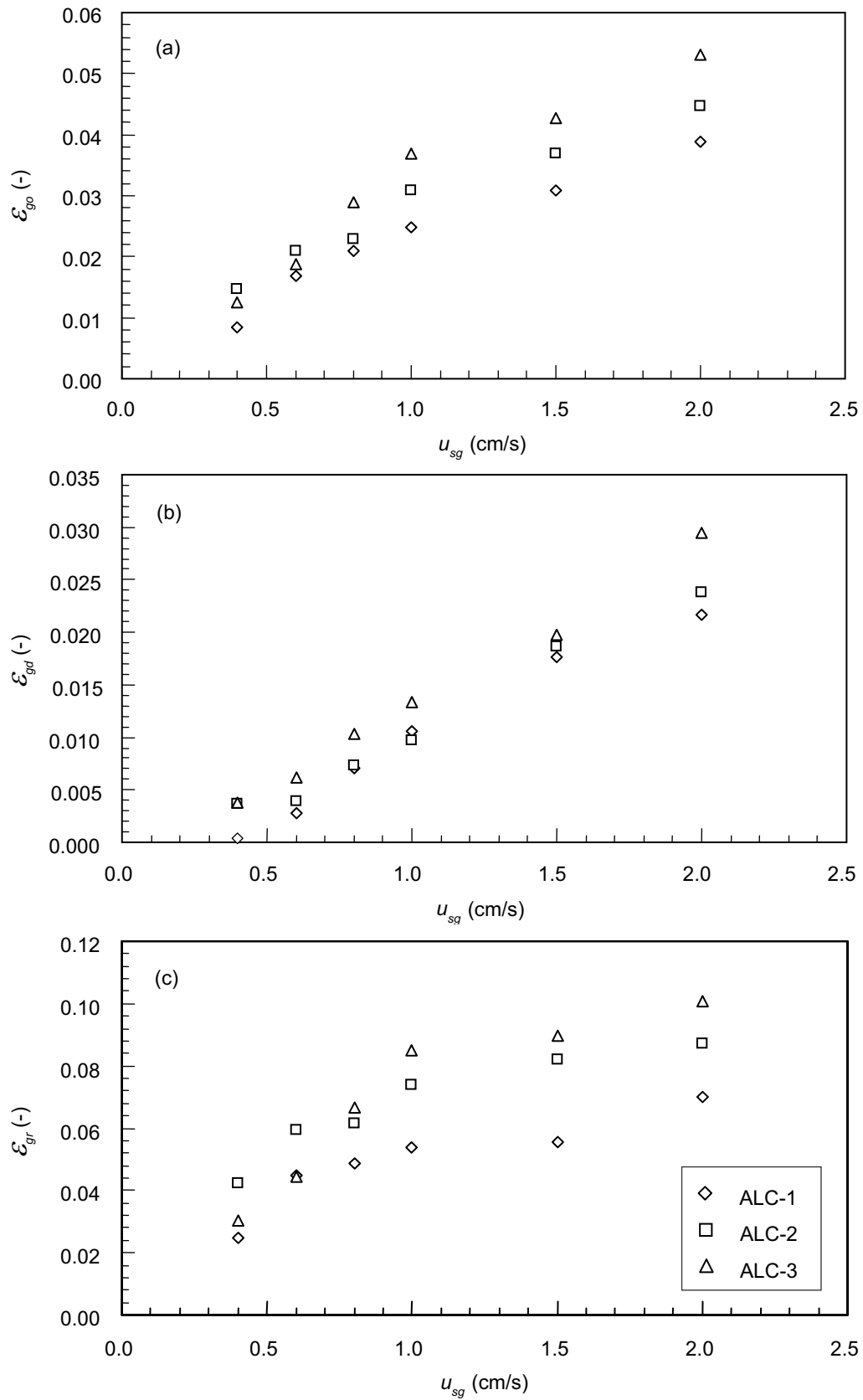
1.3 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ผล

1.3.1 ผลการตรวจวัดค่าสัดส่วนก๊าซภายในระบบ

รูปที่ 1.2 แสดงให้เห็นถึงค่าสัดส่วนก๊าซภายในระบบถังสัมผัสแบบอากาศยกดขนาดใหญ่ที่มีรูปแบบของถังภายในแตกต่างกันดังที่ได้กล่าวถึงข้างต้น โดยการตรวจวัดค่าสัดส่วนก๊าซทำได้ 2 รูปแบบ คือ การตรวจวัดค่าสัดส่วนก๊าซรวมภายในระบบทั้งหมด (ε_{go}) โดยดูจากระดับน้ำที่เปลี่ยนไปเมื่อป้อนอากาศเข้าสู่ระบบ และค่าสัดส่วนก๊าซในส่วน downcomer (ε_{gd}) ซึ่งวัดได้จากค่าผลต่างความสูงของระดับน้ำในมานอมิเตอร์ที่ติดอยู่กับบริเวณด้านข้างของถังสัมผัส ฯ ส่วนพอลิต (C) ซึ่งเป็นสัดส่วนก๊าซใน riser (ε_{gr}) นั้นสามารถหาได้จากการคำนวณตามสมการต่อไปนี้

$$V_T \varepsilon_{go} = V_d \varepsilon_{gd} + V_r \varepsilon_{gr} \quad (1.1)$$

เมื่อ V_T คือ ปริมาตรรวมภายในถัง
 V_d คือ ปริมาตรในส่วน Downcomer
 V_r คือ ปริมาตรในส่วน Riser



รูปที่ 1.2 ค่าสัดส่วนก๊าซในถังสัมผัสแบบอากาศยกขนาดใหญ่ที่มีจำนวนท่อภายในต่างกัน (a) สัดส่วนก๊าซรวม (b) สัดส่วนก๊าซใน downcomer และ (c) สัดส่วนก๊าซใน riser

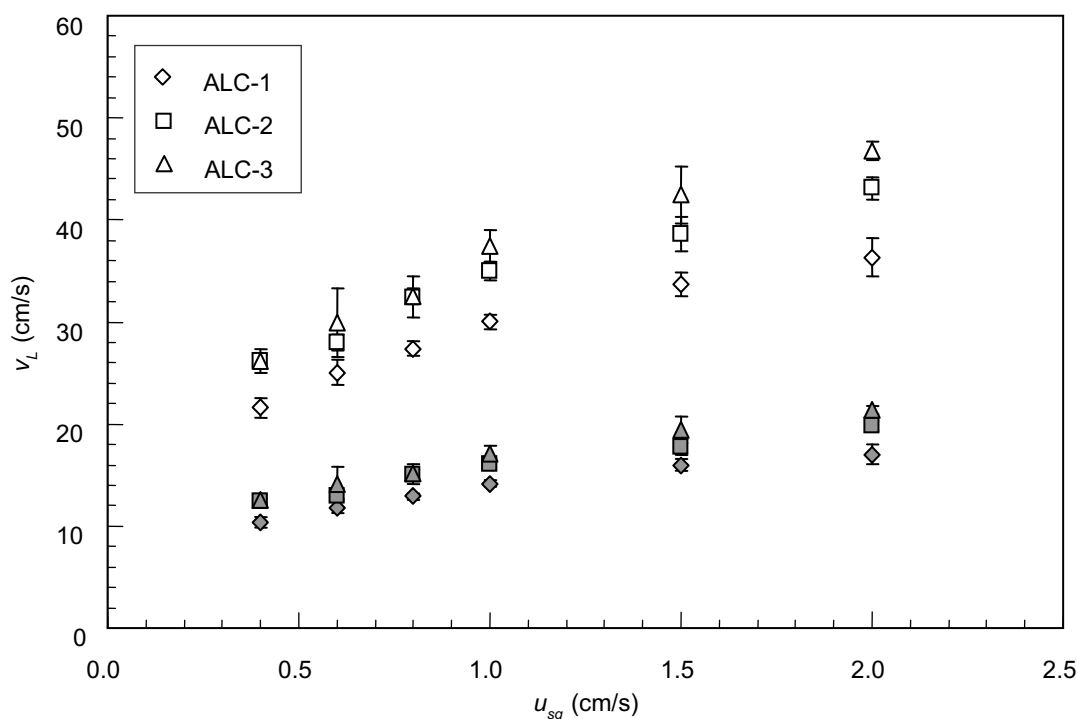
จะเห็นได้ว่า เมื่อเพิ่มจำนวนท่อภายในเข้าสู่ระบบ ปริมาณสัดส่วนก๊าซจะมีค่าเพิ่มขึ้น โดยระบบที่มีท่อภายใน 4 ท่อให้ค่าสัดส่วนก๊าซสูงที่สุดในทุก ๆ ส่วนของถังปฏิกรณ์

หมายเหตุว่า ในรูปที่ 1.2 นี้ แกนนอนเป็นค่าความเร็วห่อเปล่าของก๊าซ (Superficial gas velocity, u_{sg}) ที่อยู่ในระบบ ซึ่งหาได้จากการหารอัตราการไหลของอากาศที่ป้อนเข้าสู่ระบบด้วยขนาดพื้นที่หน้าตัดของ Riser

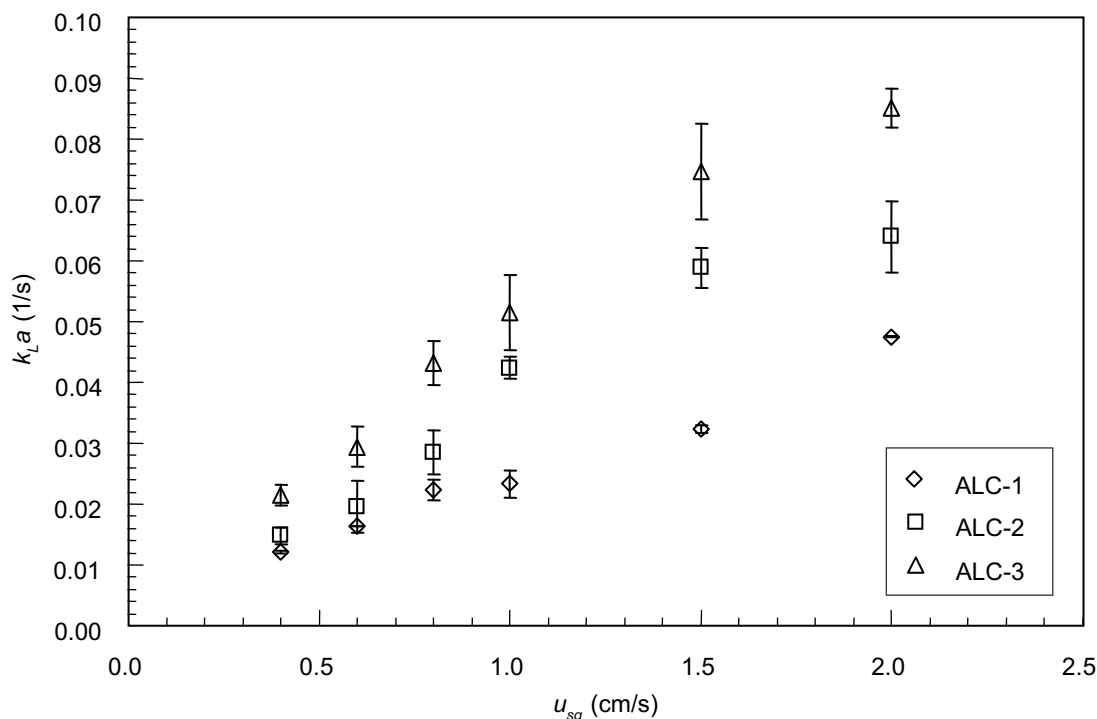
1.3.2 ผลการตรวจวัดค่าความเร็วของของเหลวภายในระบบ

รูปที่ 1.3 แสดงให้เห็นว่าความเร็วของของเหลวภายในถังสัมผัสแบบอากาศยกมีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มจำนวนท่อภายใน (โดยกำหนดให้สัดส่วนพื้นที่หน้าตัดของ Downcomer และ Riser คงที่)

ผลจากรูปที่ 1.2 และ 1.3 มีความสอดคล้องกัน นั่นคือ เมื่อความเร็วของของเหลวมากขึ้น ปริมาณฟองก๊าซที่ถูกดึงให้ไหลลงในส่วน Downcomer มีค่ามากขึ้น และทำให้ได้ค่าสัดส่วนของก๊าซมากขึ้น ซึ่งเหตุการณ์นี้จะทำให้ได้ค่าพื้นที่แลกเปลี่ยนการถ่ายเทมวลระหว่างวัฏภาคของของเหลวและก๊าซสูงขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 1.4



รูปที่ 1.3 ผลของความเร็วลมต่อความเร็วของของเหลวที่ได้ภายในถังสัมผัสแบบอากาศยกขนาดใหญ่



รูปที่ 1.4 ค่าอัตราการถ่ายเทมวลสารรวม (overall volumetric mass transfer coefficient) ภายในถังสัมผัสแบบอากาศยกขนาดใหญ่ที่มีจำนวนท่อภายในต่างกัน

จากการศึกษาของผู้วิจัยที่ผ่านมาพบว่ระบบที่มีท่อภายในเพียงท่อเดียวนั้นมีปัญหาเกี่ยวกับการไหลวนของของเหลวในส่วนของ Riser เอง (แทนที่การไหลวนใน Downcomer ตามที่พบในถังขนาดเล็กกว่า) ทำให้ความเร็วของของเหลวโดยรวมในส่วน Riser มีค่าน้อย ซึ่งการไหลวนเฉพาะที่นี้เป็นสิ่งที่ควรหลีกเลี่ยงในถังสัมผัสแบบอากาศยก การศึกษาครั้งนี้พบว่า เมื่อทำให้ขนาดของท่อภายในเล็กลง (แต่พื้นที่ของ Riser เท่าเดิม) จะช่วยลดปัญหาลง

1.3.3 ผลการตรวจวัดค่าอัตราการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ

ผลเปรียบเทียบพฤติกรรมการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซในถังสัมผัสแบบอากาศยกทั้ง 3 รูปแบบแสดงอยู่ในรูปที่ 1.4 ซึ่งพบว่าระบบ ALC-3 ซึ่งมีการจัดเรียงตัวของท่อภายในแบบกระจายตัวสม่ำเสมอทั่วพื้นที่หน้าตัดของถังสัมผัส จะสามารถช่วยยกระดับสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาค (K_La) ให้มีค่าสูงขึ้นกว่าในกรณีที่ท่อภายในเพียงท่อเดียวถึงเกือบ 2 เท่า ซึ่งผลที่ได้นี้ได้จากการที่ของเหลวมีอัตราการไหลที่เร็วขึ้น (รูปที่ 1.3) สามารถดึงเอาฟองอากาศลงไปในส่วน downcomer ได้มากขึ้น (สัดส่วนก๊าซสูงขึ้นตามรูปที่ 1.2) ทำให้มีพื้นที่สำหรับการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคมากขึ้น จึงได้ค่า K_La สูงขึ้นตามที่สังเกตได้จากผลการทดลองครั้งนี้

1.4 สรุปผลการดำเนินการ

การทดลองนี้แสดงให้เห็นถึงความสำคัญของการออกแบบถังสัมผัสแบบอากาศยก โดยเฉพาะระบบขนาดใหญ่ที่มีพื้นที่หน้าตัดมาก เพราะการกระจายตัวของฟองอากาศและการไหลของของเหลวมีความไม่สม่ำเสมอ ทำให้พฤติกรรมของถังสัมผัส ๓ ขนาดใหญ่ไม่เป็นไปตามที่ศึกษาในระบบขนาดเล็ก อย่างไรก็ตามการทดลองนี้ยังมีตัวแปรอิสระอีกจำนวนมากที่จะเป็นจะต้องมีการศึกษาเพิ่มเติม โดยเฉพาะผลจากหัวจ่ายอากาศ เช่น จำนวน ชนิด ขนาด และตำแหน่งการติดตั้งของหัวจ่ายอากาศ การติดตั้งหัวจ่ายอากาศในปัจจุบันทำโดยการกระจายท่ออากาศเหล่านี้อย่างสม่ำเสมอในถังสัมผัส ๓ และควบคุมให้มีขนาดและจำนวนรูที่หัวจ่ายอากาศสม่ำเสมอ นอกจากนี้ระบบที่ศึกษายังเป็นระบบที่มีความสูงไม่มาก ทำให้การมีฟองอากาศใน downcomer มีส่วนช่วยในการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ แต่ในระบบที่มีความสูงมาก ๆ การมีฟองอากาศใน downcomer ในลักษณะที่ได้จากการศึกษาครั้งนี้อาจไม่มีผลมากนักต่อการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคดังปรากฏในที่นี้ เนื่องจากฟองอากาศใน downcomer จะมีปริมาณออกซิเจนค่อนข้างน้อย และขาดแรงผลักดันในการถ่ายเทมวลสาร ซึ่งวิธีการแก้ไขอาจสามารถทำได้โดยการกำหนดตำแหน่งของการให้อากาศในส่วน downcomer เพื่อเพิ่มออกซิเจนในส่วนนี้ต่อไป

การทดลองครั้งนี้นำไปเขียนเป็นบทความวิชาการเรื่อง “Hydrodynamics and mass transfer behavior in multiple draft tube airlift contactors” ตีพิมพ์ใน Korean Journal of Chemical Engineering ดังรายละเอียดในภาคผนวก 2

1.5 เอกสารอ้างอิง

- Choi, K.H., Chisti, Y., Moo-Young, M., 1996, “Comparative evaluation of hydrodynamic and gas-liquid mass transfer characteristics in bubble column and airlift slurry reactors”, Chem. Eng. J. 62 223-229.
- Koide, K., Iwamoto, S., Takasaka, Y., Matsura, S., Takahashi, E., Kimura, M., 1984 “Liquid circulation, gas holdup and pressure drop in bubble column with draught tube”, J. Chem. Eng. Jpn. 17(6) 611-619.
- Merchuk, J.C., Ladwa, N., Cameron, A., Bulmer, M., Pickett, A., 1994, “Concentric-tube airlift reactors: effects of geometrical design on performance”, AIChE J. 40(7) 1105-1117.
- Russell, A.B., Thomas, C.R., Lilly, M.D., 1994, “The influence of vessel height and top-section size on the hydrodynamic characteristics of airlift fermentors”, Biotech. Bioeng. 43 69-76.
- Shamlou, P.A., Pollard, D.J., Ison, A.P., 1995, “Volumetric mass transfer coefficient in concentric-tube airlift bioreactors”, Chem. Eng. Sci. 50(10) 1579-1590.
- Wongsuchoto, P., Pavasant, P., 2004, “Internal liquid circulation in annulus sparged internal loop airlift contactors”, Chem. Eng. J. 100 1-9.

บทที่ 2 ผลของความเค็มต่อพฤติกรรมของถึงสัมผัสแบบอากาศยก

2.1 ที่มา

การใช้งานถึงสัมผัสแบบอากาศยกในทางอุตสาหกรรมสัตว์น้ำมีส่วนเกี่ยวข้องกับการใช้น้ำทะเลเป็นตัวกลางเนื่องจากเซลล์หลายชนิดเจริญเติบโตในน้ำทะเล โดยเฉพาะเซลล์ที่ใช้ในการเพาะเลี้ยงสัตว์น้ำเค็มต่าง ๆ เช่น กุ้ง หอย ปลา ฯลฯ ตัวอย่างของการใช้งานกับน้ำเค็มเช่น การพัฒนาระบบถึงปฏิกรณ์เชิงแสงแบบอากาศยกสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์ของ *Chaetoceros calcitrans* (Krichnavaruk et al. 2005, 2007) ดังนั้นการศึกษาผลของความเค็มต่อพฤติกรรมของถึงสัมผัสแบบอากาศยกจึงสามารถให้ข้อมูลที่มีประโยชน์ต่อการพัฒนาระบบที่ทำงานโดยใช้น้ำเค็มต่อไปในอนาคต โดยในเรื่องนี้ งานวิจัยจะเน้นไปที่การศึกษาการเปลี่ยนแปลงของขนาดของฟองอากาศภายในระบบ และเชื่อมโยงกับการเปลี่ยนแปลงทางด้านอุทกพลศาสตร์อื่น ๆ เช่น ค่าความเร็วของของเหลว ค่าสัดส่วนก๊าซภายในส่วนต่าง ๆ ของระบบ เพื่ออธิบายพฤติกรรมการถ่ายเทมวลระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ ซึ่งงานลักษณะนี้มีการรายงานอยู่บ้าง แต่เป็นของเหลวชนิดอื่น ๆ เช่น น้ำเปล่า (Wongsuchoto et al., 2003) หรือสารละลายที่มีความหนืดสูง เช่น CMC (carboxymethyl cellulose) (Guo-Qing et al., 1995; Vasconcelos et al., 2003)

2.2 การทดลอง

ถึงสัมผัสแบบอากาศยกที่ใช้ในการทดลองนี้เป็นถึงขนาด 20 ลิตร เส้นผ่านศูนย์กลางประมาณ 14 ซม สูง 1.2 เมตร (ปริมาตรของของเหลวที่ใส่บรรจุประมาณ 17 ลิตร) และมีท่อภายในสูง 1 เมตร และมีขนาดสัดส่วนพื้นที่ส่วน Downcomer ต่อ Riser เท่ากับ 0.66 การวัดขนาดของฟองทำได้โดยการใช้กล้องจับภาพด้วยความเร็วสูง โดยติดตั้งแถบวัดขนาดไว้ภายในถึงสัมผัส และตั้งระดับไฟก๊สของกล้องให้ใกล้กับแถบวัดขนาดนี้ เพื่อให้สามารถคำนวณผลของความเค็มของผิวน้ำท่อได้ และจะวัดขนาดของฟองในบริเวณที่ใกล้กับแถบวัดขนาดนี้เท่านั้น หลังจากนั้นจึงเปลี่ยนตำแหน่งของแถบวัดขนาดเพื่อให้สามารถวัดขนาดที่ตำแหน่งต่าง ๆ กันภายในถึงสัมผัสได้ โดยจำนวนฟองที่ทำการวัดในแต่ละสภาวะมีจำนวนไม่น้อยกว่า 200 ฟอง และได้ทำการทดลองวัดขนาดฟองที่ตำแหน่งความสูงต่าง ๆ กัน 3 ระดับ คือ ระดับที่อยู่ติดกับปลายด้านล่างของท่อภายใน ระดับตรงกลางท่อ และระดับที่ปลายด้านบนของท่อภายใน และทำการวัดที่ความเร็วของก๊าซต่าง ๆ กัน

สารละลายที่ใช้ในการทดลองในส่วนนี้คือน้ำเกลือ ซึ่งได้จากการละลายเกลือทะเลที่ได้จากบริเวณนาเกลือ จ.สมุทรสงคราม ให้มีความเค็มของน้ำทะเลเท่ากับ 15 30 และ 45 ppt โดยน้ำทะเลโดยทั่วไปจะมีค่าความเค็มราว 30 ppt การวัดค่าความเค็มใช้อุปกรณ์การวัดเชิงแสง (Refractometer)

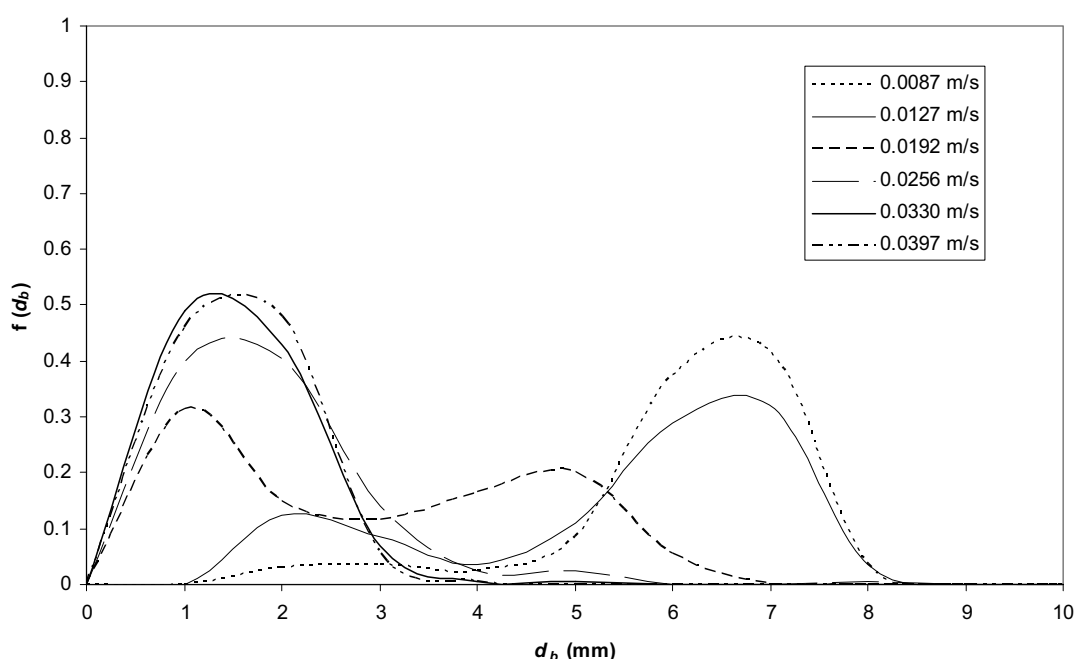
หมายเหตุว่า การวัดค่าสัดส่วนก๊าซและของเหลวใช้วิธีเดียวกับที่ให้รายละเอียดในบทที่ 1

2.3 ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

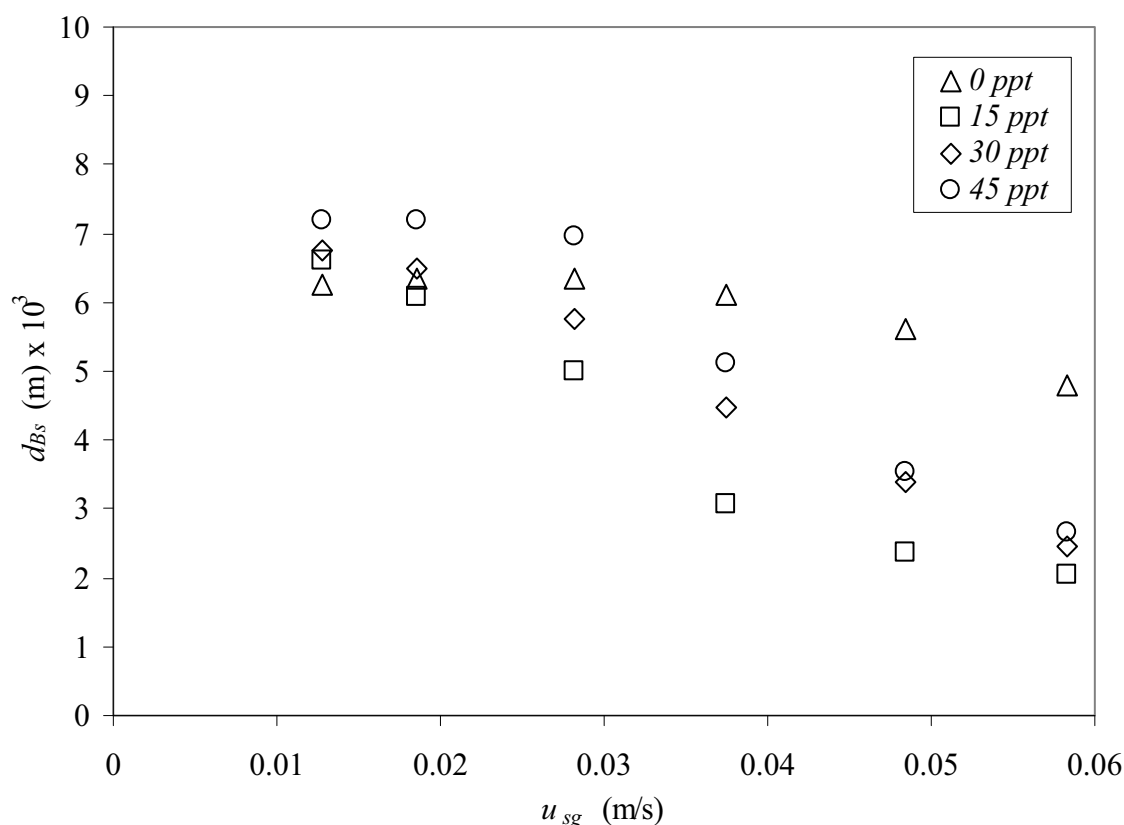
2.3.1 ผลของความเร็วก๊าซต่อขนาดของฟองอากาศในระบบ

โดยทั่วไป ขนาดของฟองจะลดลงเมื่อความเร็วของการป้อนอากาศสูงขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากเมื่อฟองอากาศมีการสัมผัสกันจะเกิดการแตกตัวและได้ฟองขนาดเล็กลง โดยที่ความเร็วการป้อนอากาศต่ำ จะได้ฟองขนาดเล็กอยู่ในช่วง 5-7 มม. และเมื่อความเร็วการป้อนอากาศสูงขึ้น ขนาดฟองจะเล็กลงอยู่ในช่วง 1-2 มม. (ดูรูปที่ 2.1 ซึ่งเป็นขนาดฟองที่ความเค็มเท่ากับน้ำทะเล คือ 30 ส่วนในพันส่วน หรือ 30 ppt) ขนาดของฟองที่ได้จะมีค่าน้อยกว่าขนาดที่ได้เมื่อใช้น้ำจืดโดยเฉพาะเมื่อความเร็วการป้อนอากาศมีค่าสูง เช่น ขนาดฟองขนาดเล็กในน้ำจืดอยู่ในช่วง 5-8 มม. ซึ่งไม่ต่างกับระบบน้ำเค็มมากที่ความเร็วในการป้อนอากาศต่ำ ($u_{sg} < 1.5$ cm/s) แต่จะให้ค่าขนาดฟองในช่วง 5-6 มม. ในช่วงความเร็วในการป้อนอากาศสูง ($u_{sg} > 1.5$ cm/s)

ผลที่ได้นี้ตรงข้ามกับผลที่คาดว่าจะได้ในแง่ที่ว่า สารละลายน้ำเกลือมีความหนืดสูงกว่าน้ำจืด ดังนั้นจึงให้ค่าแรงตึงผิวสูง และควรจะให้ฟองอากาศที่มีขนาดใหญ่กว่าฟองในน้ำจืด อย่างไรก็ตาม ผลความหนืดนี้มีค่อนข้างน้อย เนื่องจากความหนืดของสารละลายเกลือที่ความเข้มข้นเท่ากับน้ำทะเลนั้นแตกต่างจากน้ำจืดน้อยมาก ดังนั้นผลต่อขนาดของฟองจึงไม่เด่นชัด นอกจากนี้ เนื่องจากน้ำเค็มเป็นสารละลายอิเล็กโทรไลต์ ซึ่งมีแรงกระทำต่อฟองอากาศ ทำให้ฟองอากาศมีความไม่เสถียร ป้องกันการรวมตัวของฟองอากาศ นอกจากนี้อีกด้วย ผลของความเค็มจะได้กล่าวเพิ่มเติมในหัวข้อต่อไป



รูปที่ 2.1 การกระจายตัวของขนาดฟองอากาศในถังสัมผัสแบบอากาศยกขนาด $A_o/A_r = 0.66$ และความเค็ม 30 ppt



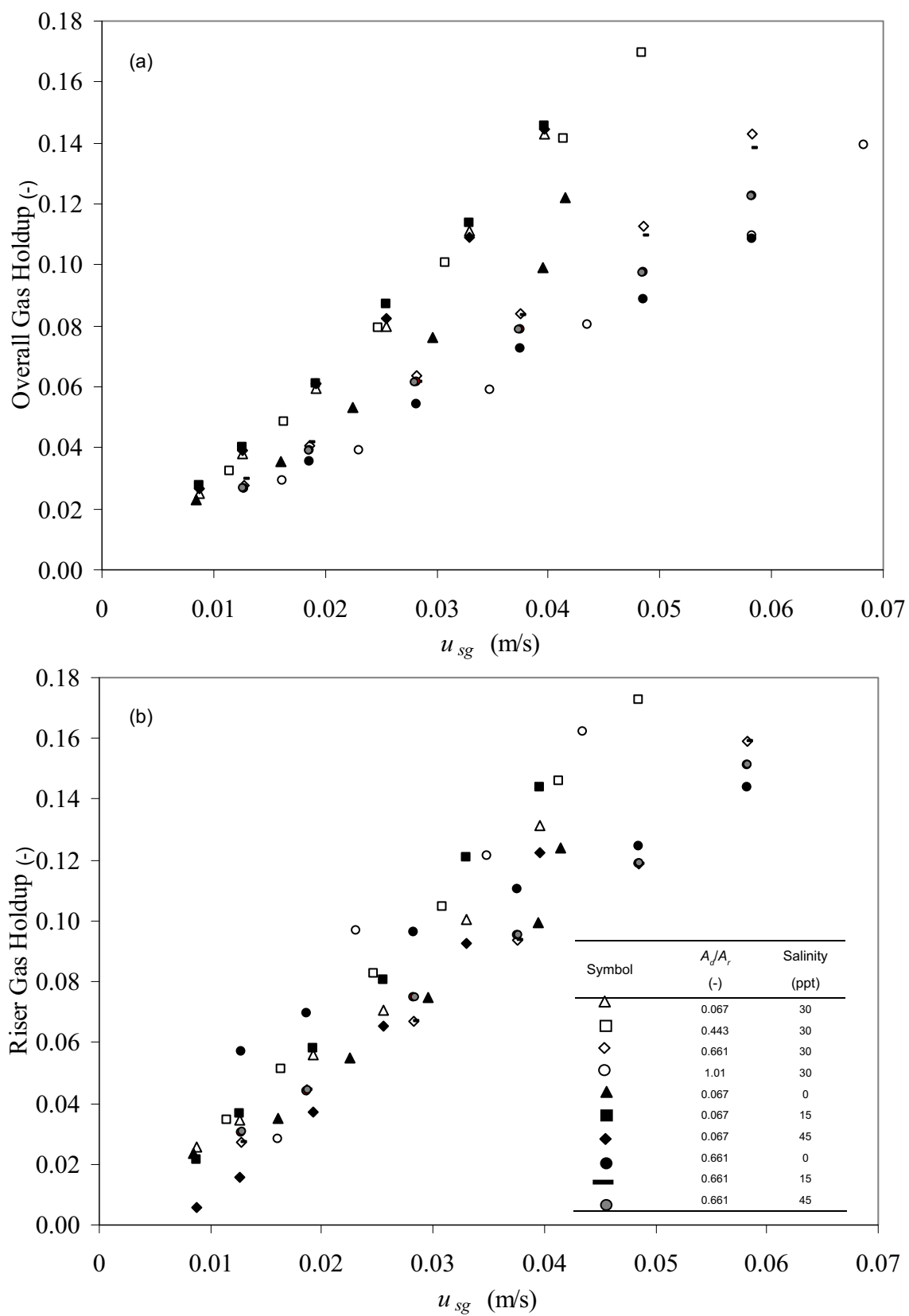
รูปที่ 2.2 ขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศ (d_{32}) ในถังผสมแบบอากาศยกขนาด $A_g/A_r = 0.66$ ที่ความเค็มต่าง ๆ กัน

2.3.2 ผลของความเค็มของก๊าซต่อขนาดของฟองอากาศในระบบ

รูปที่ 2.2 เป็นขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศที่ความเค็มต่าง ๆ กัน ซึ่งแสดงให้เห็นว่าที่ความเร็วการป้อนอากาศต่ำ ขนาดของฟองอากาศในระบบที่มีความเค็มต่างกันมีค่าไม่ต่างกันมากนัก ผลของความเค็มเห็นเด่นชัดขึ้นเมื่อระบบดำเนินงานที่ความเร็วการป้อนอากาศสูงขึ้น โดยที่ฟองอากาศในน้ำจืดจะมีค่าใหญ่ที่สุด ส่วนฟองที่เล็กที่สุดเกิดในระบบที่มีขนาดความเค็มเท่ากับ 15 ppt รองลงมาคือระบบที่มีความเค็ม 30 ppt และ 45 ppt ตามลำดับ ผลการทดลองนี้ยังไม่สามารถอธิบายได้อย่างชัดเจนว่าเกิดขึ้นเนื่องจากสาเหตุใด แต่คาดการณ์ว่าความเค็มน่าจะส่งผล 2 ประการต่อการรวมตัวและแตกตัวของฟองอากาศ โดยที่ความเค็มต่ำ ๆ นั้น การรวมตัวกันของฟองอากาศจะถูกยับยั้ง ทำให้ได้ฟองขนาดเล็ก ในขณะที่เมื่อความเค็มสูงขึ้น ฟองอากาศจะเกิดการรวมตัวและแตกตัวออกอีกครั้งหนึ่ง ทำให้ฟองที่ได้มีขนาดใหญ่ขึ้นกว่าขนาดฟองที่ความเค็มต่ำ ซึ่งสาเหตุทั้งสองประการนี้ยังคงต้องพิสูจน์เชิงทฤษฎีเพื่อยืนยันผลต่อไป

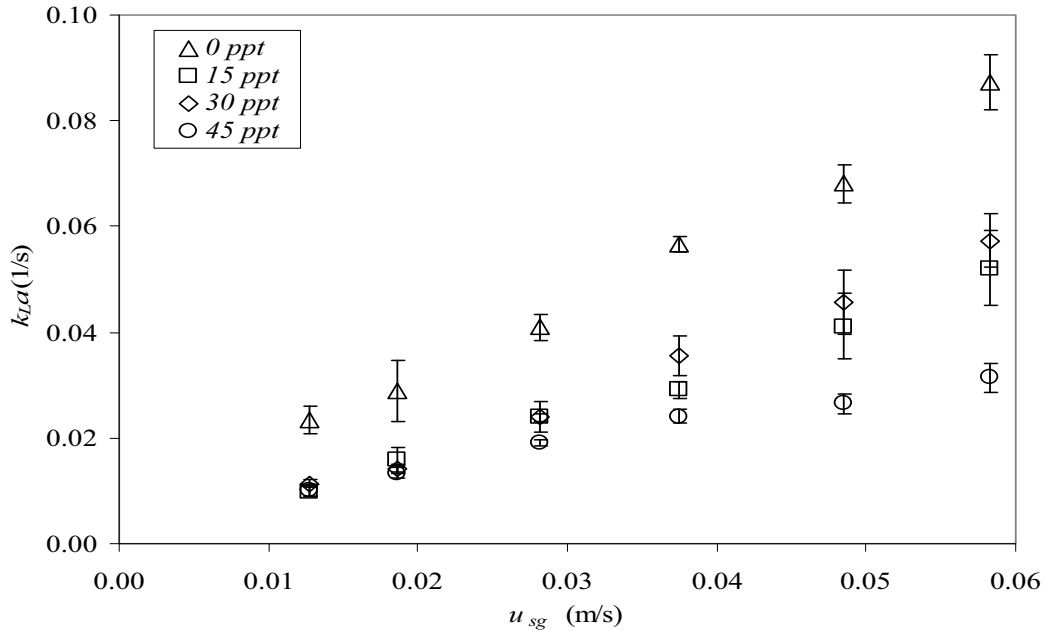
2.3.3 ค่าสัดส่วนก๊าซในถังผสมแบบอากาศยกในสถานะที่ใช้ในงานนี้

ค่าสัดส่วนก๊าซที่ได้จากระบบที่ดำเนินการในสถานะต่าง ๆ สามารถสรุปได้ดังรูปที่ 2.3 โดยจากรูป พบว่าสัดส่วนก๊าซมีค่าอยู่ในช่วง ๆ หนึ่ง ไม่ขึ้นกับค่าความเค็มอย่างมีนัยสำคัญ ส่วนใหญ่ขนาดจะขึ้นกับค่าความเร็วในการป้อนอากาศเข้าสู่ระบบมากกว่าที่จะเป็นฟังก์ชันของความเค็ม



รูปที่ 2.3 ค่าสัดส่วนก๊าซในถังสัมผัสแบบอากาศยกที่สภาวะการดำเนินงานต่าง ๆ

2.3.4 ผลของความเค็มต่อการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ



รูปที่ 2.4 ค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรของการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซในถังสัมผัสแบบอากาศยกที่ดำเนินการในสภาวะความเค็มต่างกัน

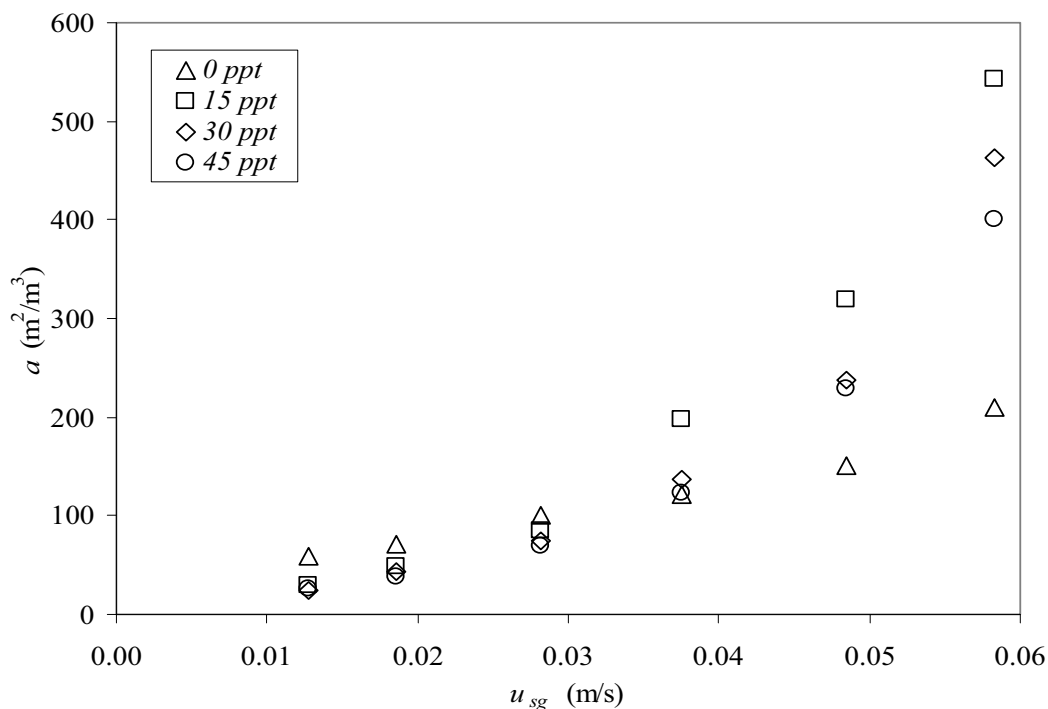
ค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรของการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ หรือค่า k_La เป็นค่าที่ใช้ในการบ่งบอกถึงอัตราเร็วในการถ่ายเทมวลของออกซิเจนจากอากาศสู่ของเหลว ซึ่งผลที่ได้จากข้อ 2.4 แสดงว่าค่า k_La ในน้ำจืดมีค่าสูงกว่าค่า k_La ในน้ำเค็มค่อนข้างชัดเจน โดยเฉพาะที่สภาวะความเร็วไหลเปล่าของอากาศสูง ข้อมูลจากการวัดขนาดของฟองอากาศ แสดงให้เห็นว่าฟองอากาศในระบบที่มีความเค็มจะสูงกว่าระบบน้ำจืด โดยเมื่อใช้ค่าขนาดเฉลี่ยของฟองอากาศมาคำนวณหาปริมาณพื้นผิวจำเพาะของฟองอากาศที่ใช้ในการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาค (a) โดยใช้สมการต่อไปนี้

$$a = \frac{6\varepsilon_g}{d_{Bs}(1-\varepsilon_g)} \quad (2.1)$$

เมื่อ $\varepsilon_{g,r}$ เป็นค่าสัดส่วนก๊าซใน riser และ d_{Bs} เป็นขนาดเฉลี่ยของฟอง หรือที่เรียกว่า Sauter mean diameter ซึ่งหาได้จาก

$$d_{Bs} = \frac{\sum n_i d_{B,i}^3}{\sum n_i d_{B,i}^2} \quad (2.2)$$

เมื่อ n_i แทนจำนวนฟองที่มีขนาด d_{Bi} และเมื่อทำการคำนวณค่าพื้นผิวจำเพาะแล้วจะได้ผลดังแสดงในรูปที่ 2.5



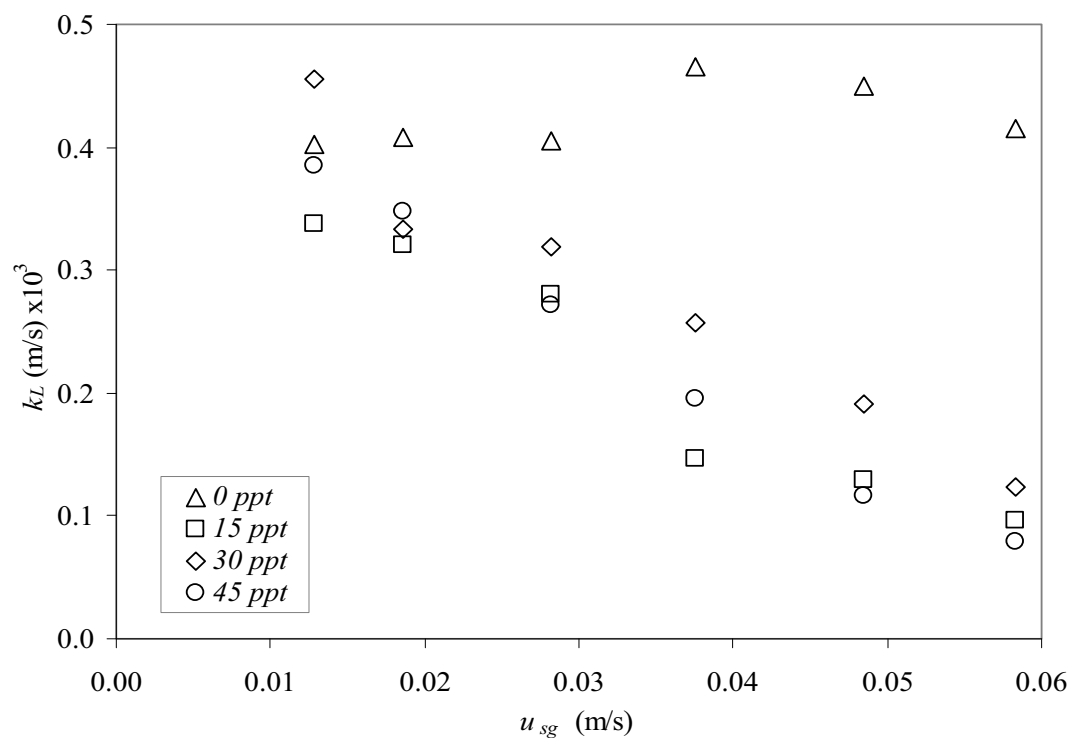
รูปที่ 2.5 ค่าพื้นผิวจำเพาะสำหรับการถ่ายเทมวลระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ

รูปที่ 2.5 แสดงให้เห็นว่า แท้จริงแล้ว พื้นผิวจำเพาะในการถ่ายเทมวลของออกซิเจนจากก๊าซไปสู่ของเหลวในระบบน้ำเค็มมีมากกว่าระบบน้ำจืด ทั้งนี้เนื่องจากฟองมีขนาดเล็กกว่าและค่าสัดส่วนก๊าซมีปริมาณใกล้เคียงกัน แต่ที่ค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรสำหรับการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ ($k_L a$) ในระบบน้ำจืดสูงกว่าระบบน้ำเค็มนั้น เนื่องมาจากผลของค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ (k_L) ดังแสดงในรูปที่ 2.6 ซึ่งเป็นข้อมูลที่ได้จากการประมวลผลที่ได้ในรูปที่ 2.4 และ 2.5 โดยรูปที่ 2.6 นี้ แสดงให้เห็นชัดเจนว่าค่า k_L ในน้ำจืดมีค่าสูงกว่าค่าที่ได้จากน้ำทะเลมาก ทั้งนี้ น่าจะเป็นผลเนื่องมาจากการที่น้ำเค็มมีคุณสมบัติในการสร้างชั้นฟิล์มที่ผิวของฟองอากาศ ทำให้เกิดความต้านทานต่อการถ่ายเทมวลสาร และทำให้ได้ค่า k_L ต่ำ โดยรูปที่ 2.6 ยังแสดงให้เห็นด้วยว่าค่า k_L ที่ได้จากระบบที่มีค่าความเค็มต่าง ๆ กันนั้นมีค่าใกล้เคียงกัน ไม่ต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ และนอกจากนี้ ที่ความเร็วการป้อนอากาศต่ำ ๆ ยังให้ค่า k_L ที่ใกล้เคียงกันทั้งในระบบน้ำจืดและระบบน้ำเค็ม โดยไม่ขึ้นกับค่าความเค็มอีกด้วย

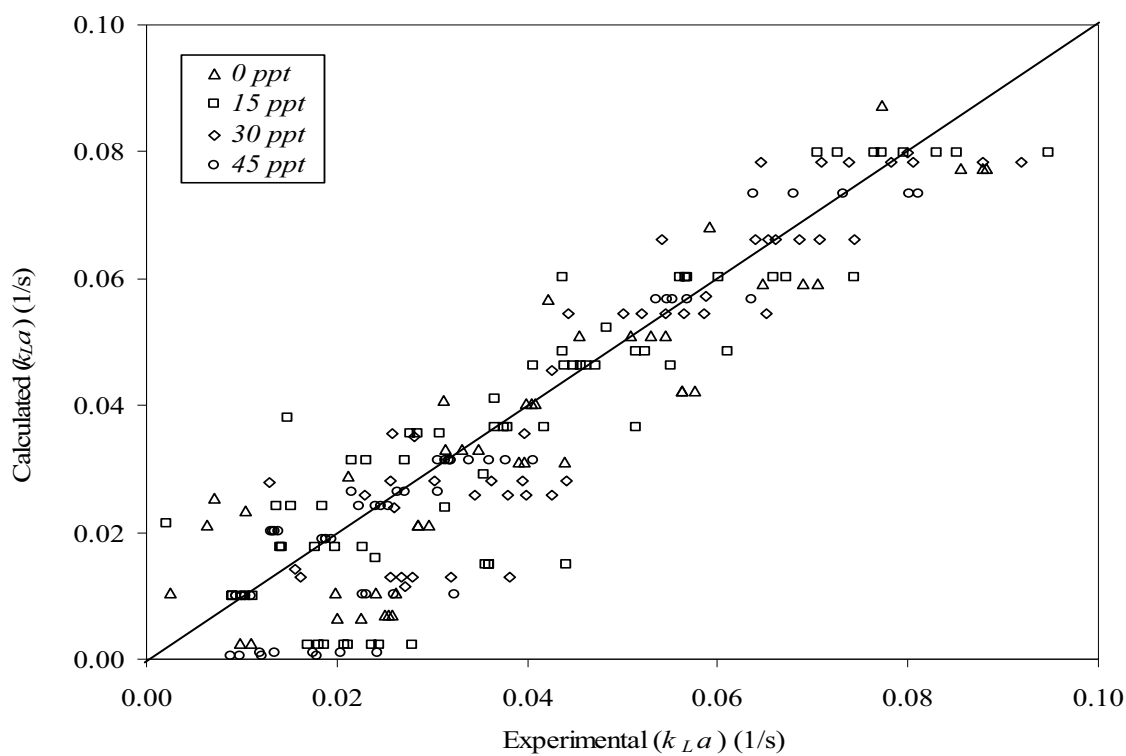
ค่า k_L ที่ได้จากการทดลองครั้งนี้สามารถนำไปสร้างสมการความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรการดำเนินงานอื่น ๆ ได้ดังนี้

$$Sh = a + bGr^c Sc^d + eRe^f Sc^h \quad (2.3)$$

เมื่อ Sh = Sherwood number, Gr = Grashof number, Re = Reynolds number, Sc = Schmidt number ส่วนตัวแปรอื่น ๆ เป็นค่าคงที่ที่สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 2.1



รูปที่ 2.6 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ



รูปที่ 2.7 กราฟแสดงระดับความถูกต้องของการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์รวมเชิงปริมาตรของการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซ

ตารางที่ 2.1 สรุปค่าคงที่สำหรับสมการ 2.3

ความเค็ม (ppt)	ตัวแปร (ค่าคงที่จากสมการที่ 2.3)							R^2
	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>	<i>e</i>	<i>f</i>	<i>h</i>	
0	0.41	1.05	0.48	0	0	0	0	0.91
15 – 45	0.41	1.04	0.16	0.3	0.13	0.46	0.06	0.81
0 (Wongsuchoto et al., 2003)	0.5	1.07	0.47	0	0	0	0	0.92

ค่าประมาณค่า $k_L a$ จากการใช้สมการที่ 2.3 พร้อมทั้งค่าคงที่ต่าง ๆ ในตารางที่ 2.1 ให้ผลเชิงเปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการทดลองดังแสดงในรูปที่ 2.7 ซึ่งแสดงให้เห็นถึงความน่าเชื่อถือของข้อมูลและศักยภาพในการนำผลการค้นพบไปใช้ในการอธิบายงานในอนาคตต่อไป

2.4 สรุปผลการดำเนินการ

งานวิจัยชิ้นนี้แสดงให้เห็นถึงพื้นฐานสำคัญของการดำเนินการของถังสัมผัสแบบอากาศยกที่ดำเนินการด้วยตัวกลางที่เป็นของเหลวชนิดต่างจากเดิมที่ศึกษาเพียงตัวกลางที่เป็น “น้ำ” เท่านั้น อย่างไรก็ตามผลการศึกษาศึกษาสามารถเสริมกันได้เป็นอย่างดี และทำให้สามารถสรุปผลของความเค็มต่อพฤติกรรมของถังสัมผัสแบบอากาศยก และอธิบายปรากฏการณ์ต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นได้ โดยเฉพาะสถานะทางด้านการถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคของเหลวและก๊าซภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก

ผลการวิจัยในส่วนนี้ได้นำไปเขียนเป็นบทความวิชาการเรื่อง “Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors” ส่งไปเพื่อขอตีพิมพ์ใน Chemical Engineering Journal ดังรายละเอียดในภาคผนวก 5

2.5 เอกสารอ้างอิง

- Krichnavaruk, S., Loataweesup, W., Powtongsook, S., Pavasant, P., 2005, “Optimal growth conditions and the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactor”, Chem. Eng. J. 10 91-98.
- Krichnavaruk, S., Powtongsook, S., Pavasant, P., 2007, “Enhanced productivity of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactors”, Bioresour. Technol. 98 2123-2130.
- Wongsuchoto, P., Charinpanitkul, T., Pavasant, P., 2003, “Bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors”, Chem. Eng. J. 92 81-90

Guo-Qing, L., Shou-Zhi, Y., Zhao-Ling, C., Jia-Yong, C., 1995, "Mass transfer and gas-liquid circulation in an airlift bioreactor with viscous non-newtonian fluid", The Chemical Engineering Journal and The Biochemical Engineering Journal 56 B101-B107.

Vasconcelos, J.M.T., Rodrigues, J.M.L., Orvalho, S.C.P., Alves, S.S., Mende, S.R.L., Reis, A., 2003, "Effect of contaminants on mass transfer coefficients in bubble column and airlift contactors", Chem. Eng. Sci. 58 1431 – 1440.

บทที่ 3 ระบบถังปฏิกรณ์เชิงแสงแบบอากาศยกสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์ *Cheatocecos calcitrans*

3.1 ที่มา

โดยทั่วไปการเพาะเลี้ยงไดอะตอมเพื่อการพาณิชย์นั้นอยู่ในรูปแบบกะ (Batch cultivation) ซึ่งเริ่มจากการนำหัวเชื้อของเซลล์มาเพาะเลี้ยงในสารอาหารเพื่อให้มีความเข้มข้นสูงขึ้น และเก็บเกี่ยวเมื่อได้ระดับความเข้มข้นที่ต้องการ การเพาะเลี้ยงในลักษณะนี้มีข้อดีที่สามารถควบคุมระดับการปนเปื้อนของเซลล์อื่นในระบบได้ง่าย เนื่องจากต้องทำการเพาะเลี้ยงใหม่ทุกครั้ง การปนเปื้อนจากการเพาะเลี้ยงครั้งที่ผ่านมาจึงไม่รบกวนการดำเนินงานในกะต่อ ๆ ไป แต่มีข้อเสียที่เกี่ยวข้องกับการเสียเวลาในการดำเนินงาน ต้องการแรงงานที่ค่อนข้างมากเพราะมีการทำงานซับซ้อน มีปัญหาการล้างถังปฏิกรณ์ทุกครั้งเมื่อใช้งานเสร็จสิ้นแล้ว และยังเสียเวลาในการรอเซลล์เจริญเติบโตในช่วง Lag phase อีกด้วย ดังนั้นงานในส่วนนี้จึงได้ศึกษาเปรียบเทียบการดำเนินงานในรูปแบบต่าง ๆ ประกอบไปด้วย การดำเนินงานแบบกะ (Batch culture) การดำเนินงานแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi-continuous culture) และการดำเนินงานแบบต่อเนื่อง (Continuous culture) โดยสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์นี้ได้จากการทดลองที่ผ่านมา (ดูรายละเอียดใน Krichnavaruk et al. 2005) และได้ผลการดำเนินงานโดยสรุปดังนี้

3.2 การทดลอง

การทดลองนี้ทำในถังผสมแบบอากาศยก หรือเรียกในส่วนนี้ว่าถังปฏิกรณ์เชิงแสงแบบอากาศยก (เนื่องจากมีปฏิกิริยาทางชีวภาพเกิดขึ้นในระบบ และเป็นระบบที่ต้องการแสงเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา – ปฏิกิริยาสังเคราะห์แสง) ขนาด 17 ลิตร โดยเป็นท่อพลาสติกอะคริลิกใสขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเท่ากับ 15 ซม สูง 120 ซม มีท่อภายใน (Draft tube) ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 8 ซม สูง 1 เมตร โดยให้อากาศที่ความเร็วไหลเท่ากับ 3 ซมต่อวินาที ให้แสงด้วยหลอดไฟฟลูออเรสเซนต์ขนาด 36 วัตต์ทางด้านข้างของถัง โดยกำหนดให้ความเข้มแสงเฉลี่ยรอบถังปฏิกรณ์เท่ากับ $200 \mu\text{mol photon m}^{-2} \text{s}^{-1}$ หรือเท่ากับประมาณ 10,000 ลักซ์ ไม่มีการควบคุมอุณหภูมิ แต่มีการตรวจวัดอุณหภูมิ ซึ่งพบว่าอยู่ในช่วง $27-35^{\circ}\text{C}$

เนื่องจากไดอะตอม *Chaetoceros calcitrans* เจริญเติบโตในน้ำทะเล จึงต้องเตรียม medium โดยใช้น้ำทะเลเป็นตัวกลาง และเตรียมให้มีสารอาหารตามสูตรของ F/2 Guillard (Guillard, 1975) ซึ่งมีองค์ประกอบของสารต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 3.1 ในตอนเริ่มการทดลองจะควบคุมให้มีปริมาณเซลล์เริ่มต้นในถังปฏิกรณ์เท่ากับ 1×10^4 เซลล์ต่อมิลลิลิตรทุกครั้ง เพื่อให้สะดวกในการเปรียบเทียบข้อมูล และการนับปริมาณเซลล์ใช้เครื่องมือที่เรียกว่า Haemocytometer ซึ่งเป็นอุปกรณ์มาตรฐานที่มีลักษณะคล้ายแผ่นแก้วที่มีร่องขนาดเล็กเพื่อใส่ตัวอย่างสารละลาย และทำการนับเซลล์ด้วยกล้องจุลทรรศน์

ตารางที่ 3.1 ส่วนประกอบของสารอาหาร F/2 Guillard

Nutrients	Final concentration (mg L ⁻¹)	Stock solution preparations
NaNO ₃	75	<i>Nitrate/Phosphate solution</i>
NaH ₂ PO ₄ ·H ₂ O	10	<i>Working stock:</i> add 75 g NaNO ₃ + 10 g NaH ₂ PO ₄ to 1 L distilled water (DW)
Na ₂ SiO ₃ ·9H ₂ O	60	<i>Silicate solution</i> : add 60 g NaSiO ₃ to 1 L DW
CoCl ₂ ·6H ₂ O	0.01	<i>Trace metal/EDTA solution</i>
CuSO ₄ ·5H ₂ O	0.01	<i>Primary stocks:</i> make 5 separate
MnCl ₂ ·4H ₂ O	0.18	1 L stocks of (g L ⁻¹ DW) 10.0 g CoCl ₂ , 9.8 g CuSO ₄ ,
Na ₂ MoO ₄ ·2H ₂ O	0.006	180 g MnCl ₂ , 6.3 g Na ₂ MoO ₄ , 22.0 g ZnSO ₄
ZnSO ₄ ·7H ₂ O	0.022	<i>Working stock:</i>
Na ₂ EDTA	4.36	add 1 mL of each primary stock solution +
FeCl ₃ ·6H ₂ O	3.15	4.35 g Na ₂ EDTA + 3.15 g FeCl ₃ to 1 L DW
Thiamin HCl	0.1	<i>Vitamin solution</i>
Biotin	0.0005	<i>Primary stocks:</i>
B ₁₂	0.0005	add 20 g thiamin HCl + 0.1 g biotin + 0.1 g B ₁₂ to 1 L DW
		<i>Working stock:</i> add 5 mL primary stock to 1 L DW

add 1 mL each of the four working stock solutions per liter of seawater

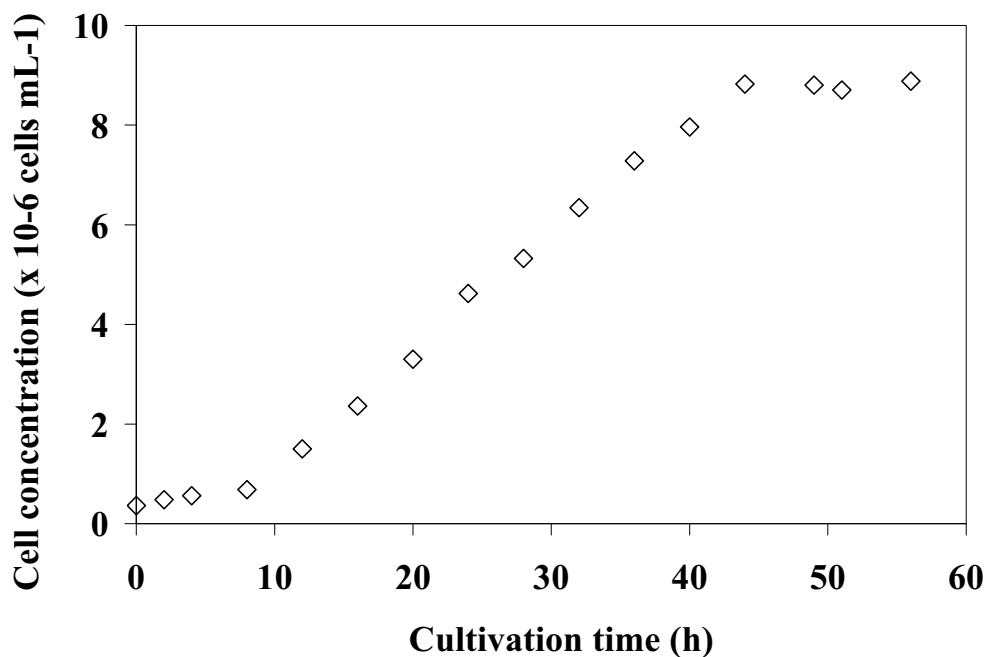
3.3 ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

3.3.1 การดำเนินงานแบบกะ (Batch culture)

การดำเนินงานแบบกะให้ลักษณะการเจริญเติบโตดังรูปที่ 3.1 โดยในช่วง 10 ชั่วโมงแรกของการเจริญเติบโตเป็นช่วงที่เซลล์ทำการปรับตัวให้เข้ากับสภาพแวดล้อม (Lag phase) ก่อนที่จะเข้าสู่ช่วงการเจริญเติบโตแบบ exponential และเมื่อสารอาหารถูกใช้หมดไป เซลล์จะเข้าสู่ช่วงการเจริญเติบโตแบบหยุดนิ่ง (Stationary phase) ซึ่งจะเป็นช่วงที่สามารถเก็บเกี่ยวเซลล์ได้ การเพาะเลี้ยงลักษณะนี้ใช้เวลาทั้งหมดประมาณ 44 ชั่วโมง และได้ความเข้มข้นของเซลล์สูงสุดเท่ากับ 8.88×10^6 เซลล์ต่อมิลลิลิตร และมีค่าอัตราการผลิตจำเพาะเท่ากับ 5.54×10^4 เซลล์ต่อลิตรต่อวินาที

ระบบการเพาะเลี้ยงแบบกะนี้สามารถอธิบายได้ด้วยสมการทางคณิตศาสตร์ที่ใช้จลนพลศาสตร์ในรูปแบบของ Logistic law (สมการ 3.1)

$$\mu = \mu_m \left(1 - \frac{x(t)}{x_m}\right) \quad (3.1)$$



รูปที่ 3.1 กราฟแสดงการเจริญเติบโตของเซลล์ *Chaetoceros calcitrans*

เมื่อ μ = อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะ (h^{-1})
 $x(t)$ = ความเข้มข้นของเซลล์ที่เวลา t (g mL^{-1})

โดยมีค่าคงที่ของสมการ 2 ค่าดังนี้

μ_m = อัตราการเจริญเติบโตจำเพาะสูงสุด = 0.14 h^{-1}
 x_m = ความเข้มข้นเซลล์สูงสุด = $6.64 \times 10^6 \text{ g mL}^{-1}$

เมื่อทำสมดุลมวลสารรอบระบบจะได้สมการทางคณิตศาสตร์ที่สามารถใช้อธิบายการทำงานของถังหมัก ๖ นี้ได้ดังนี้

$$V \frac{dx(t)}{dt} = \mu_m \left(1 - \frac{x(t)}{x_m}\right) x(t) V \quad (3.2)$$

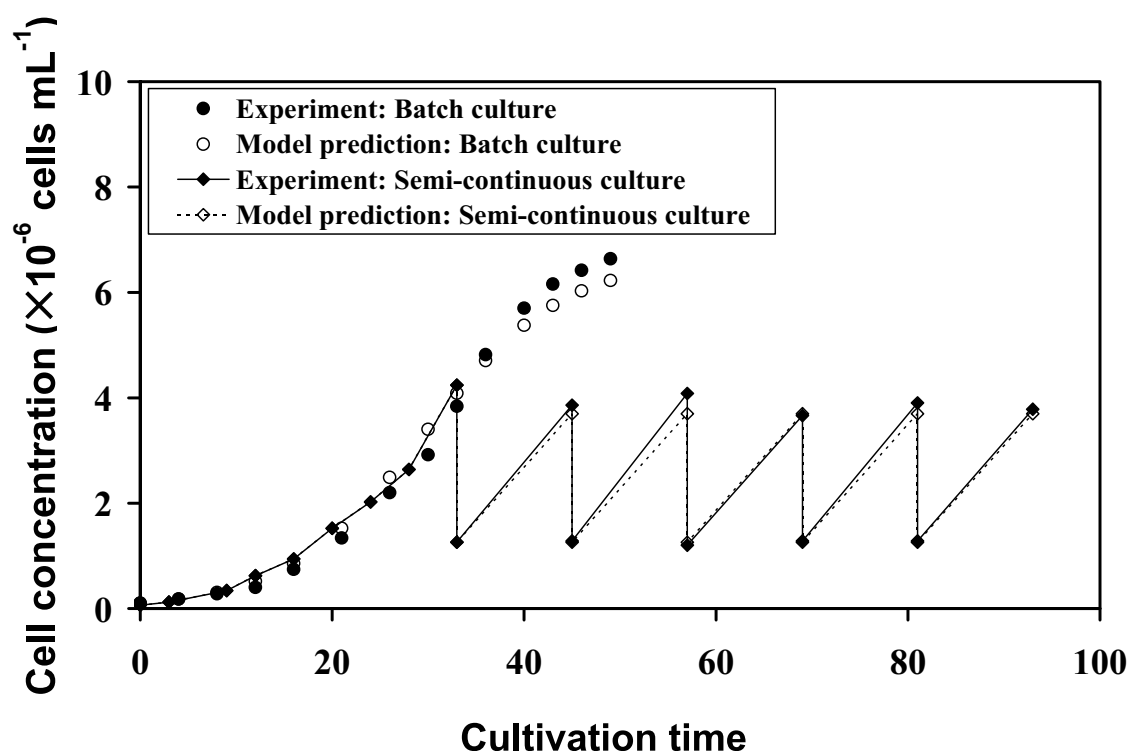
หรือสามารถทำการอินทิเกรตให้ได้สมการสำหรับคำนวณหาความเข้มข้นของเซลล์ที่เวลาต่าง ๆ ดังนี้

$$x(t) = \frac{x_o x_m e^{\mu_m t}}{x_m - x_o + x_o e^{\mu_m t}} \quad (3.3)$$

และเมื่อนำมาใช้ทำนายผลการดำเนินงานจะได้กราฟที่เป็นจุดสีดำ (เปรียบเทียบกับผลการทดลองที่เป็นจุดสีขาว) ดังแสดงในกราฟส่วนทางซ้ายมือของรูปที่ 3.2 ซึ่งเป็นส่วนของการเจริญเติบโตก่อนที่จะเริ่มเก็บเกี่ยว (ช่วงเวลาที่ 0 – 44)

3.3.2 การดำเนินงานแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi-continuous culture)

ระบบนี้เริ่มดำเนินงานโดยปล่อยให้เซลล์มีการเจริญเติบโตจนกระทั่งเข้าสู่สภาวะการเจริญเติบโตแบบ exponential จากนั้นจึงทำการเก็บเกี่ยวเซลล์ ทำการเติมสารอาหารเพื่อชดเชยกับปริมาณที่เก็บเกี่ยวไป และปล่อยให้เซลล์เจริญเติบโตใหม่ และเก็บเกี่ยวอีกครั้งเมื่อมีจำนวนเซลล์ตามต้องการ และดำเนินงานสลับเช่นนี้ต่อไปเรื่อย ๆ จนกว่าระบบจะไม่สามารถเดินต่อไปได้ (อาจเกิดเนื่องจากปัญหาการปนเปื้อน หรือมีปัญหาเกี่ยวกับอุปกรณ์ที่ใช้) โดยจะต้องมีความเข้มข้นของเซลล์ที่เหลือในแต่ละรอบของการเก็บเกี่ยวจะต้องพอเพียงสำหรับการเจริญเติบโตในช่วงต่อไป ในที่นี้ความเข้มข้นของเซลล์หลังจากที่เก็บเกี่ยวแล้วจะกำหนดให้เท่ากับประมาณ 1×10^6 เซลล์ต่อมิลลิลิตร ผลการดำเนินงานสามารถสรุปได้ดังรูปที่ 3.2



รูปที่ 3.2 ผลการดำเนินการในระบบแบบกึ่งต่อเนื่อง

การดำเนินงานในลักษณะกึ่งต่อเนื่องทำให้สามารถเก็บเกี่ยวเซลล์ได้ทุก ๆ 12 ชั่วโมง (โดยประมาณ) และได้ค่าความเข้มข้นเซลล์สูงสุดเท่ากับประมาณ 3.86×10^6 เซลล์ต่อลิตร และมีค่าอัตราการผลิตจำเพาะเท่ากับ 6×10^4 เซลล์ต่อลิตรต่อวินาที

สมการจลนศาสตร์ที่ใช้ในการอธิบายการดำเนินงานของระบบแบบกึ่งต่อเนื่องนี้ยังคงอยู่ในรูปแบบของ Logistic law หรือสมการที่ 3.3 โดยจะต้องมีการคำนวณใหม่ทุกครั้งเมื่อมีการเก็บเกี่ยว และผลจากการคำนวณแสดงได้ดังเส้นประในรูปที่ 3.2 (ในส่วนด้านขวาเมื่อมีการดำเนินงานแบบกึ่งต่อเนื่อง)

ค่าอัตราการผลิต (Productivity) สำหรับระบบนี้สามารถคำนวณได้จาก

$$P = \left(\frac{x_2 - x_1}{t_2 - t_1} \right) \times \frac{V \times 1000}{3600} \quad (3.4)$$

เมื่อ	P	=	อัตราการผลิต (cells s^{-1})
	x_1	=	ความเข้มข้นเซลล์ที่เวลา t_1 (cells mL^{-1})
	x_2	=	ความเข้มข้นเซลล์ที่เวลา t_2 (cells mL^{-1})
	V	=	ปริมาตรที่เก็บเกี่ยว (L)
	t	=	เวลาในการดำเนินงาน (h)

เพื่อให้ได้อัตราการผลิตสูงสุด ค่า Differentiation ของสมการที่ 3.4 เมื่อเทียบกับเวลาจะต้องเท่ากับศูนย์

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{x(t) - x_o}{t - t_o} \right) (V_o - V(t)) = 0 \quad (3.5)$$

เมื่อ	V_o	=	ปริมาตรเริ่มต้น (L)
	$V(t)$	=	ปริมาตรที่เหลือหลังจากการเก็บเกี่ยว (L)

สมการสมดุลมวลของเซลล์แสดงให้เห็นถึงความสัมพันธ์ระหว่างค่าปริมาตรที่คงเหลือหลังเก็บเกี่ยวกับความเข้มข้นของเซลล์ที่เวลาใด ๆ ดังนี้

$$V(t) = \frac{V_o x_o}{x(t)} \quad (3.6)$$

เมื่อแทนค่าจากสมการ 3.3 และ 3.6 ลงในสมการ 3.5 จะสามารถหาค่าเวลาที่เหมาะสมสำหรับการเก็บเกี่ยวเพื่อให้ได้ค่าอัตราการผลิตสูงสุดได้ โดยในที่นี้ได้ว่าเวลาที่เหมาะสมสำหรับการเก็บเกี่ยวคือทุก ๆ 19 ชั่วโมง และจะได้ค่าอัตราการผลิตสูงสุดเท่ากับ 7.22×10^5 เซลล์ต่อวินาที

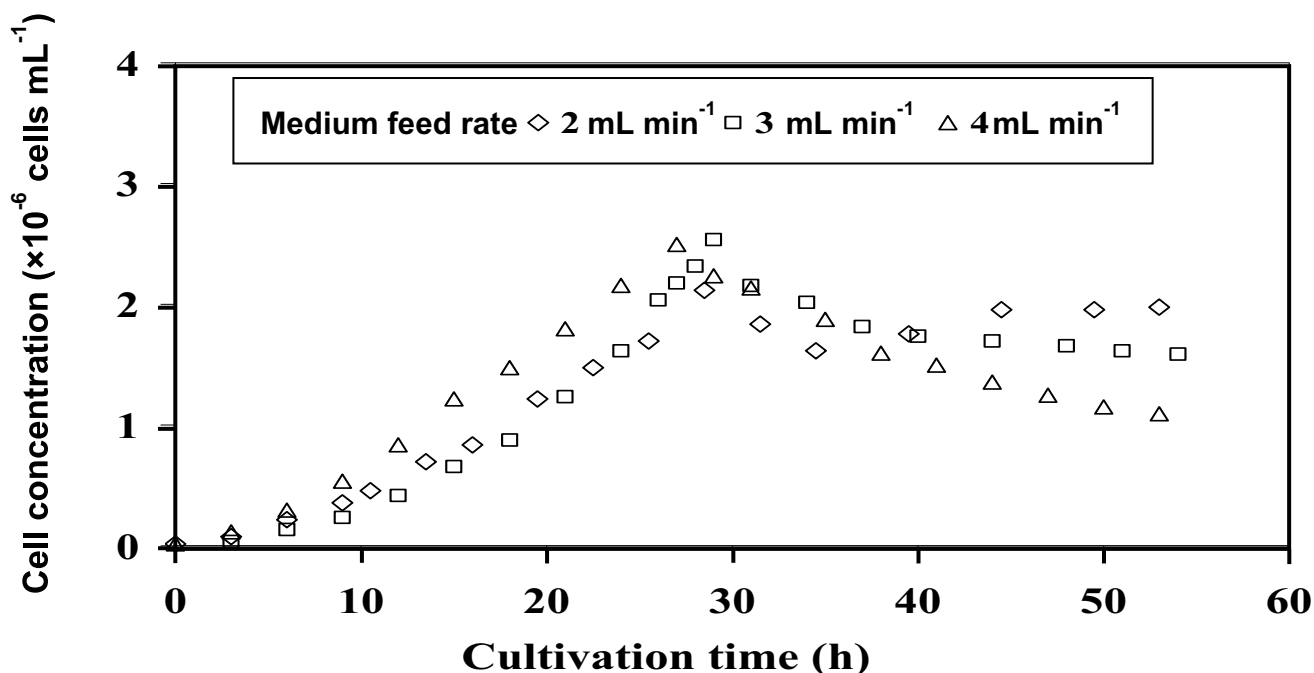
3.3.3 การดำเนินงานแบบต่อเนื่อง (Continuous culture)

การดำเนินงานแบบต่อเนื่องเป็นการดำเนินงานที่มีการเก็บเกี่ยวเซลล์ตลอดเวลา และมีการป้อนสารอาหารตลอดเวลาเช่นกัน ในการศึกษาครั้งนี้จึงได้ใช้ระบบถังผสมแบบอากาศยกที่มีปั๊มสำหรับป้อนสารอาหารเข้าสู่ระบบ และมีท่อไหลล้นให้เซลล์ที่เจริญเติบโตแล้วไหลล้นออกจากระบบไปอยู่ตลอดเวลา ระบบการดำเนินงานแบบต่อเนื่องจะช่วยลดขั้นตอนในการทำงาน เนื่องจากระบบสามารถทำงานได้เองตลอดเวลา จึงเป็นการลดค่าใช้จ่าย และช่วยลดปัญหาเกี่ยวกับการล้างระบบ แต่จำเป็นจะต้องเป็นระบบที่มีการควบคุมการติดเชื้อที่ค่อนข้างดี เนื่องจากการปนเปื้อนอาจก่อให้เกิดปัญหาการดำเนินงานและส่งผลกระทบต่อหยุดระบบได้

ผลการดำเนินงานให้ถังผสมแบบอากาศยกในงานนี้สามารถสรุปได้ดังรูปที่ 3.3 การดำเนินงานของระบบนี้เริ่มต้นจากการให้เซลล์มีการเจริญเติบโตแบบกะจนกระทั่งเข้าสู่การเจริญเติบโตแบบ exponential จึงเริ่มทำการป้อนสารอาหารเข้าสู่ระบบ และเริ่มทำการเก็บเกี่ยวผลผลิตตลอดเวลา (จากการไหลล้นทางยอดหอ) ความเข้มข้นของเซลล์จะตกลงในช่วงการป้อนสารอาหารก่อนจะเข้าสู่ค่าคงที่หลังจากเวลาผ่านไประยะหนึ่งแล้ว ทั้งนี้เป็นผลเนื่องมาจากการเจือจางของสารอาหารนั่นเอง ซึ่งเป็นสภาพปกติของการดำเนินงานลักษณะนี้ ระบบแบบต่อเนื่องนี้สามารถให้ค่าความเข้มข้นเซลล์สูงสุดเท่ากับ 1.62×10^6 เซลล์ต่อมิลลิลิตร และอัตราการผลิตจำเพาะเท่ากับ 2.89×10^4 เซลล์ต่อลิตรต่อวินาที ที่อัตราการป้อนสารอาหารเท่ากับ 3 มิลลิลิตรต่อนาที

3.3.4 การเปรียบเทียบผลการดำเนินงานของการเพาะเลี้ยง 3 รูปแบบ

ถึงแม้ว่าการเพาะเลี้ยงแบบต่อเนื่องจะให้ค่าอัตราการผลิตจำเพาะต่ำที่สุด เมื่อเปรียบเทียบกับเพาะเลี้ยงแบบกะและแบบกึ่งต่อเนื่อง แต่เมื่อพิจารณาทางด้านเศรษฐศาสตร์ควบคู่ไปกับการประเมินทางด้านเทคนิคแล้วพบว่า การดำเนินงานแบบต่อเนื่องนั้นจะให้ค่าการลงทุนจำเพาะต่ำที่สุด คืออยู่ที่ประมาณ 0.49 บาทต่อชั่วโมง ในขณะที่การดำเนินงานแบบกึ่งต่อเนื่องจะให้ค่าการลงทุนจำเพาะสูงสุดคือที่ประมาณ 3.16 บาทต่อชั่วโมง ส่วนการดำเนินการแบบกะจะให้ค่าการลงทุนจำเพาะที่ 2.51 บาทต่อชั่วโมง

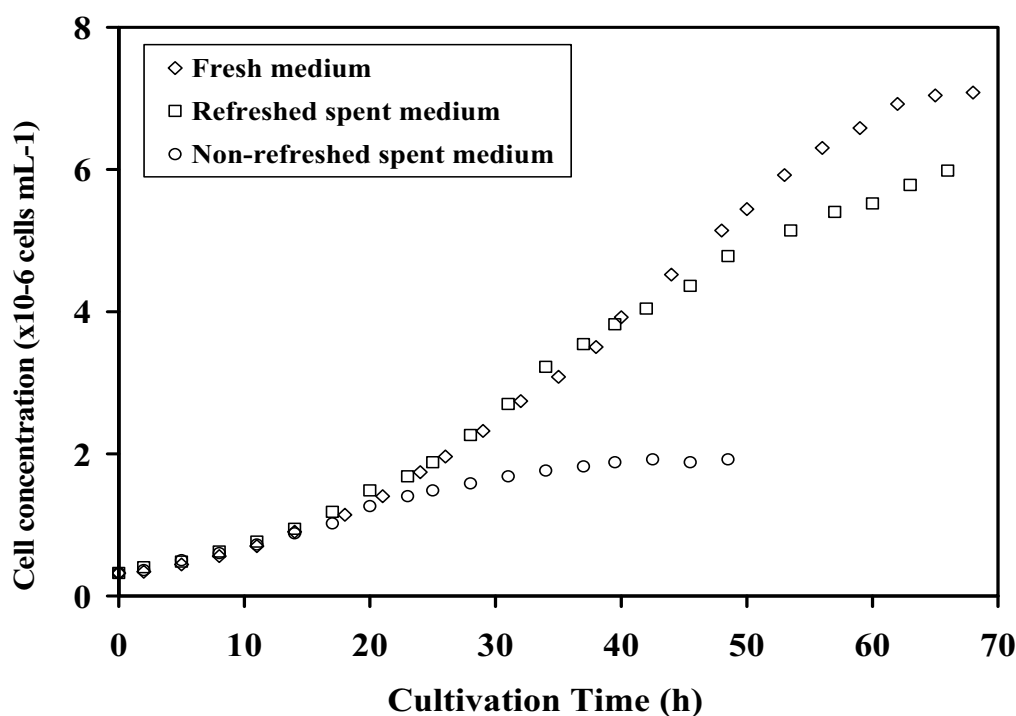


รูปที่ 3.3 ผลการดำเนินงานในถังหมัสดัดแบบอากาศยกที่ดำเนินงานแบบต่อเนื่อง

3.3.5 ปัจจัยที่จำกัดสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์ *Chaetoceros calcitrans*

3.3.5.1 ปัจจัยทางด้านสารอาหาร

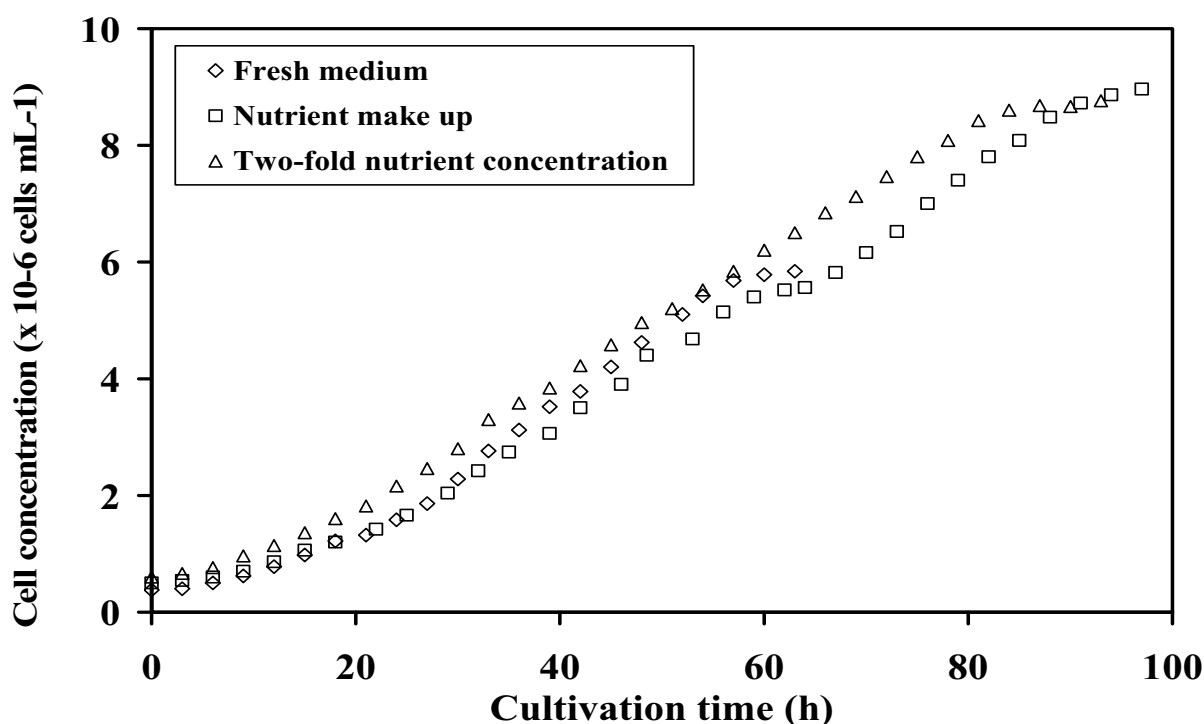
ผลจากการวิเคราะห์การเจริญเติบโตของเซลล์ *Chaetoceros calcitrans* ในสารอาหารรูปแบบต่าง ๆ พบว่าเมื่อนำสารอาหารเก่า (ที่ผ่านการเลี้ยงเซลล์ในระบบแบบกะมาแล้ว 1 รอบ) มาแยกเอาเซลล์ออกและนำไปเพาะเลี้ยงเซลล์ใหม่ เซลล์จะไม่สามารถเจริญเติบโตได้ดีนัก (ตามแนวจุดทรงกลมในรูปที่ 3.4) แต่ถ้านำสารอาหารเก่านี้ไปเติมหัวเชื้อของสารอาหารใหม่มีความเข้มข้นเท่ากับสารอาหารใหม่ เซลล์จะสามารถเจริญเติบโตได้ดีใกล้เคียงกับสารอาหารใหม่ (จุดสี่เหลี่ยมในรูปที่ 3.4 เป็นกราฟแสดงการเจริญเติบโตของเซลล์ในสารอาหารเก่าที่เติมหัวเชื้อสารอาหาร และจุดรูปเพชรเป็นกราฟการเจริญเติบโตในสารอาหารใหม่) สรุปได้ว่าเซลล์ที่เจริญเติบโตไม่ได้มีการสร้างสารที่เป็นพิษต่อการเจริญเติบโตขึ้น และสามารถนำสารอาหารมาเพาะเลี้ยงใหม่ได้หากทำการแยกเซลล์ออกไปแล้ว



รูปที่ 3.4 กราฟแสดงการเจริญเติบโตของเซลล์ในสารอาหารรูปแบบต่าง ๆ

รูปที่ 3.5 แสดงให้เห็นต่อไปว่า หากทำการเพาะเลี้ยงเซลล์จนถึงช่วง Stationary แล้วทำการเติมสารอาหารให้มีความเข้มข้นเท่ากับความเข้มข้นเริ่มต้น เซลล์จะสามารถเจริญเติบโตต่อไปได้อีก โดยให้การเจริญเติบโตเทียบเท่ากับการเพาะเลี้ยงในสารอาหารที่มีความเข้มข้นเป็น 2 เท่าของความเข้มข้นเริ่มต้นปกติ แสดงให้เห็นว่าการที่เซลล์หยุดการเจริญเติบโตในช่วง Stationary เป็นเพราะขาดสารอาหาร และการเติมสารอาหารทำให้เซลล์เจริญเติบโตต่อไปได้ แต่ความเข้มข้นของสารอาหารที่เพิ่มขึ้นไม่ได้ทำให้เซลล์เจริญเติบโตเร็วขึ้นแต่อย่างใด อย่างไรก็ตาม เมื่อเซลล์เข้าสู่ช่วง Stationary ครั้งที่ 2 แล้ว ทำการเติมสารอาหารอีกครั้งหนึ่ง เซลล์จะไม่เจริญเติบโตอีกต่อไป ทั้งนี้เป็นเพราะเซลล์ในช่วงนี้มีความเข้มข้นสูงมาก และทำให้การส่องผ่านของแสงเป็นไปได้ยาก ทำให้เซลล์ได้รับแสงไม่ทั่วถึงและการเจริญเติบโตจึงช้าลง

ผลจากรูปที่ 3.4 และ 3.5 ทำให้ข้อสรุปว่า การเจริญเติบโตของเซลล์ตามปกติในสารอาหาร F/2 นั้นจะถูกจำกัดโดยปริมาณสารอาหารในระบบ แต่เมื่อเซลล์มีความเข้มข้นสูงมาก ๆ การเจริญเติบโตจะถูกจำกัดด้วยปริมาณแสงที่ส่องผ่าน

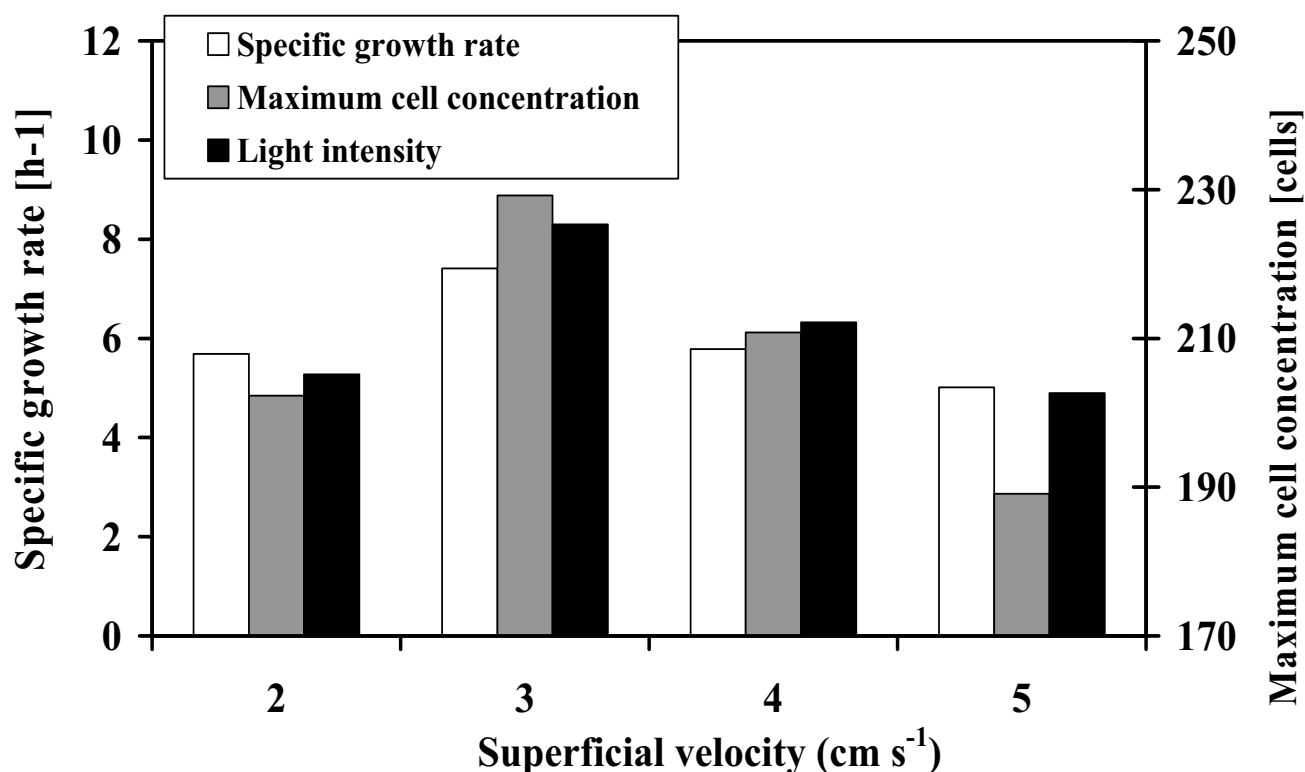


รูปที่ 3.5 กราฟแสดงการเจริญเติบโตในสารอาหารความเข้มข้นต่างกัน

3.3.5.2 การบ่งแสงด้วยฟองอากาศในส่วน Downcomer

การส่องผ่านของแสงในระบบถังผสมแบบอากาศยกยังถูกบังคับได้โดยปริมาณฟองก๊าซที่อยู่ในส่วน Downcomer ซึ่งฟองก๊าซใน Downcomer นั้นจะเกิดขึ้นเนื่องจากการไหลของของเหลวที่สามารถดึงเอาฟองก๊าซส่วนหนึ่งให้ไหลลงไปในส่วน Downcomer ได้ โดยฟองที่ถูกดึงลงไปในส่วน Downcomer นี้จะเป็นฟองขนาดเล็กที่มีค่า Terminal velocity ต่ำกว่าความเร็วของของเหลวเท่านั้น รูปที่ 3.6 แสดงให้เห็นว่า ค่าความเข้มแสงในถังผสม ๙ จะมีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มความเร็วของลมในถังผสม ๙ จาก 2 เป็น 3 เซนติเมตรต่อวินาที ทั้งนี้เนื่องจากที่ความเร็ว 2 นั้นฟองก๊าซจะมีขนาดค่อนข้างเล็กและสามารถถูกดึงลงไปใน Downcomer ได้ง่าย แต่สภาวะที่ความเร็วสูงขึ้น ขนาดของฟองก๊าซจะใหญ่ขึ้นและถูกดึงลงไปใน Downcomer ได้น้อยลง จึงบ่งแสงน้อยลงและให้ค่าความเข้มแสงในระบบสูงขึ้น การเจริญเติบโตของเซลล์ในถังผสม ๙ ที่ความเร็วลมเป็น 3 เซนติเมตรต่อวินาทีจึงสูงกว่าที่ 2 เซนติเมตรต่อวินาที

แต่เมื่อเพิ่มความเร็วลมต่อจาก 3 เป็น 4 และ 5 เซนติเมตรต่อวินาทีตามลำดับ ขนาดฟองก๊าซจะไม่ใหญ่ขึ้นมากนัก แต่ความเร็วของของเหลวจะเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ทำให้สามารถดึงฟองก๊าซลงไปในส่วน Downcomer ได้มากขึ้นที่ความเร็วลมมากขึ้น ส่งผลให้ค่าความเข้มแสงลดลง และผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าค่าอัตราการเจริญเติบโตของเซลล์จะลดลงตามค่าความเข้มแสง (รูปที่ 3.6)

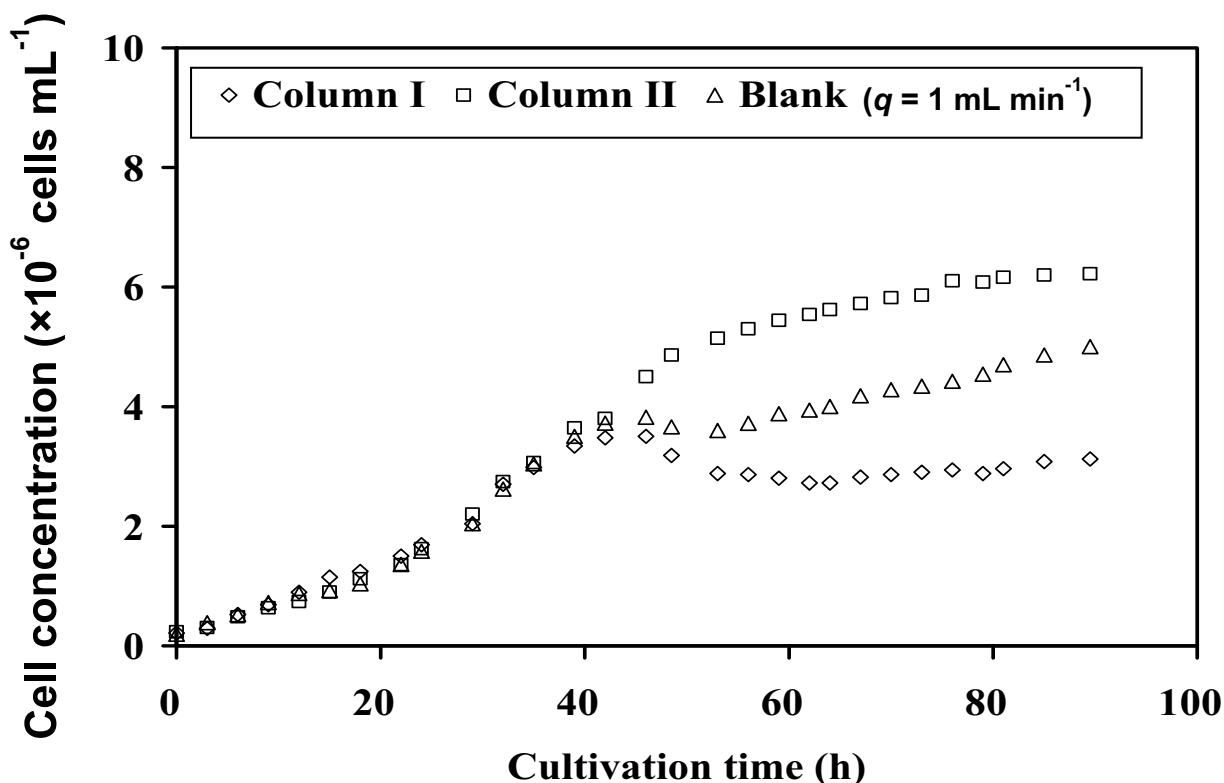


รูปที่ 3.6 ผลของความเข้มแสงต่อการเจริญเติบโตของ *Chaetoceros calcitrans*

3.3.5.3 การบ่งแสงด้วยเซลล์ที่มีความเข้มข้นสูง

เซลล์ที่มีความเข้มข้นสูงสามารถมีผลการบ่งแสงและยับยั้งการเจริญเติบโตของเซลล์ได้ การทดลองในระบบถังผสมที่ต่อกันแบบอนุกรมช่วยชี้ให้เห็นถึงปัญหานี้อย่างชัดเจน โดยการทดลองนี้ทำการเปรียบเทียบการเจริญเติบโตของเซลล์ในระบบถังผสม ๒ รูปแบบ คือ รูปแบบปกติที่ใช้ถังผสม ๒ ใบ และรูปแบบที่ใช้ถังผสม ๒ ใบต่อกันแบบอนุกรม โดยมีการดำเนินงานที่กำหนดให้ค่า Retention time ของเซลล์ของทั้งสองระบบนี้เท่ากัน นั่นคือ ในระบบที่มี 1 ถัง ให้มีสารอาหารไหลผ่านด้วยอัตราการไหลเท่ากับ 1 มิลลิตรต่อนาที ส่วนในระบบถัง 2 ใบ ให้สารอาหารไหลผ่านด้วยอัตราการไหลเท่ากับ 2 มิลลิตรต่อนาที และได้ผลดังแสดงในรูปที่ 3.7 ซึ่งผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าความเข้มข้นของเซลล์ที่ได้จากระบบถัง 2 ใบจะสูงกว่าระบบถัง 1 ใบ

การที่มีถัง 2 ใบในระบบทำให้ความเข้มข้นของเซลล์ในถังที่ 1 มีค่าค่อนข้างต่ำ และยอมให้แสงส่องผ่านได้ง่ายกว่าถังเพาะเลี้ยงในระบบที่มีเพียงถังเดียว ทำให้เซลล์ในถังที่ 1 นี้เจริญเติบโตได้ดียิ่งขึ้นตาม ความเข้มข้นของเซลล์ในถังที่ 2 จะค่อนข้างสูง และยอมเกิดผลการบดบังแสงเช่นเดียวกับที่เกิดขึ้นในระบบถังเดียว แต่การเพิ่มจำนวนถัง ทำให้จำกัดบริเวณที่มีแสงจำกัดอยู่ที่ถังหลังในอนุกรมเท่านั้น จึงเป็นการเพาะเลี้ยงที่มีประสิทธิภาพสูงขึ้น



รูปที่ 3.7 การดำเนินงานของระบบถังสัมผัสแบบอากาศยก 1 ถัง และ 2 ถังที่ต่อกันแบบอนุกรม

3.4 สรุปผลการดำเนินการ

การเพาะเลี้ยงเซลล์ของ *Chaetoceros calcitrans* ภายในถังสัมผัสแบบอากาศยก ได้ถูกศึกษา ก่อนข้างละเอียดและทำให้เห็นว่าการใช้ถังสัมผัสแบบอากาศยกนั้นมีศักยภาพสูงมากในการเพาะเลี้ยง เซลล์ชนิดนี้ และผลการดำเนินการจากการวิจัยครั้งนี้เพียงพอต่อการนำไปปรับใช้จริงในอุตสาหกรรม การเพาะเลี้ยงสัตว์น้ำได้ทันที เนื่องจากถังปฏิกรณ์ขนาด 17 ลิตรที่ใช้ในการเพาะเลี้ยงแบบกึ่งต่อเนื่องใน การวิจัยนี้ให้เซลล์ในความเข้มข้นประมาณ 4×10^6 เซลล์ต่อมิลลิลิตร ในเวลา 12 ชั่วโมง ซึ่งเมื่อเทียบกับ การเพาะเลี้ยงที่ใช้กันอยู่ปัจจุบันคือการเพาะเลี้ยงในบ่อปูนขนาดใหญ่ราว 2-5 ลบ.ม ซึ่งได้ผลผลิต ประมาณ 2×10^5 เซลล์ต่อมิลลิลิตรภายในเวลา 4-5 วัน คิดเป็นผลผลิตประมาณ 1×10^{12} เซลล์ภายใน เวลา 5 วัน แสดงว่าถังขนาด 17 ลิตรถ้าดำเนินการ 5 วันจะได้ผลผลิตประมาณ 5.6×10^{11} เซลล์ นั่นคือ ใช้ถังขนาด 17 ลิตรจำนวน 2 ถังจะได้ผลผลิตเท่ากับการเพาะเลี้ยงในบ่อขนาด 5 ลบ.ม ซึ่งเกษตรกร นอกจากจะใช้เนื้อที่ในการเพาะเลี้ยงน้อยลงแล้ว ยังสามารถควบคุมการผลิตได้ง่ายขึ้นอีกด้วย แต่อาจจะ ต้องเปลืองค่าใช้จ่ายในการใช้ไฟฟ้ามากขึ้นเนื่องจากต้องใช้แสงในการเพาะเลี้ยง แต่การควบคุมความ เข้มแสงอาจทำให้เกษตรกรสามารถดัดแปลงการผลิตให้สอดคล้องกับความต้องการของตลาดมากขึ้น นั่นคือ เมื่อมีความต้องการมาก ให้ใช้ความเข้มแสงสูง ในขณะที่เมื่อมีความต้องการต่ำ ก็ให้ใช้แสงที่

ความเข้มต่ำลง จะช่วยให้สามารถออกแบบการผลิตของตนเองได้อย่างมีประสิทธิภาพ และสามารถเปลี่ยนแปลงแผนการผลิตได้อย่างรวดเร็วเนื่องจากใช้เวลาการเพาะเลี้ยงเพียง 12 ชั่วโมงเท่านั้น

ผลการวิจัยในส่วนนี้ได้ตีพิมพ์บทความวิชาการ 2 เรื่อง คือ “Optimal growth conditions and the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactor” ใน Chemical Engineering Journal ดังรายละเอียดในภาคผนวกที่ 1 และ “Enhanced productivity of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactors” ใน Bioresource Technology ดังรายละเอียดในภาคผนวกที่ 4

นอกจากนี้ยังอยู่ในระหว่างการดำเนินการเพิ่มเติมเพื่อเขียนเป็นบทความวิชาการเรื่อง “Operating constraints for the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactors” และจะได้แจ้งความคืบหน้าต่อสกว.ต่อไป

3.5 เอกสารอ้างอิง

- Krichnavaruk, S., Loataweesup, W., Powtongsook, S., Pavasant, P., 2005, “Optimal growth conditions and the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactor”, Chem. Eng. J. 10 91-98.
- Guillard, R.L., 1975. Culture of Phytoplankton for Feeding Marine Invertebrates (For general algae culture techniques) in W.L. Smith, M.H. Chanley (eds.), Culture of Marine Invertebrates Animal, Plenum Press, New York, 15-41.

บทที่ 4 การพัฒนาระบบสำหรับการเลี้ยง *Haematococcus pluvialis* และการผลิตสาร *Astaxanthin*

4.1 ที่มา

astaxanthin เป็นสาร carotenoid ประเภทหนึ่งที่ได้รับคามนิยมใช้ในผลิตภัณฑ์หลายประเภท เช่น อาหารเสริม อาหารสัตว์ ยา ฯลฯ (Lorenz and Cysewski, 2000) เนื่องจากสารนี้มีคุณสมบัติเป็นสารเร่งสี และยังมีคุณสมบัติเป็นสาร antioxidant อีกด้วย (Kobayashi et al., 1991) สาร astaxanthin สามารถผลิตได้ด้วยกรรมวิธีเคมีและชีวภาพ ซึ่งกรรมวิธีทางเคมีจะให้โครงสร้างที่ไม่เหมือนธรรมชาติ และให้คุณสมบัติต่าง ๆ ต่อกว่า astaxanthin ที่ได้จากธรรมชาติ นักวิจัยจำนวนมากจึงเน้นการผลิต astaxanthin ด้วยกระบวนการทางธรรมชาติ โดยวิธีหนึ่งที่มีศักยภาพในการให้ผลที่ดีคือการใช้สาหร่ายเซลล์เดียว *Haematococcus pluvialis* เนื่องจากสาหร่ายชนิดนี้มีความสามารถในการผลิต astaxanthin ในปริมาณสูงเมื่อเทียบกับน้ำหนักรากเหง้า (Kobayashi et al., 1991; Harker et al., 1996; Gong and Chen, 1997) แต่ปัญหาสำคัญของวิธีการนี้ คือ การที่สาหร่ายชนิดนี้เจริญเติบโตค่อนข้างช้า และถูกรบกวนง่ายจากการเปลี่ยนแปลงสภาพแวดล้อม ทำให้จำเป็นต้องมีการพัฒนาระบบถึงปฏิกรณ์ทางชีวภาพเพื่อการเพาะเลี้ยงเซลล์ชนิดนี้

ระบบถึงปฏิกรณ์ชีวภาพแบบอากาศยกมีสภาวะที่น่าจะเหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของเซลล์ของ *Haematococcus pluvialis* เนื่องจากเป็นระบบที่มีแรงเฉือนต่ำ ไม่เป็นอันตรายต่อเซลล์ และยังสามารถดูแลได้ง่าย งานวิจัยนี้จึงได้ตั้งเป้าหมายในการศึกษาการเพาะเลี้ยงเซลล์ของ *Haematococcus pluvialis* ในถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเชิงแสงแบบอากาศยก เพื่อวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเจริญเติบโตของสาหร่ายชนิดนี้

4.2 การทดลอง

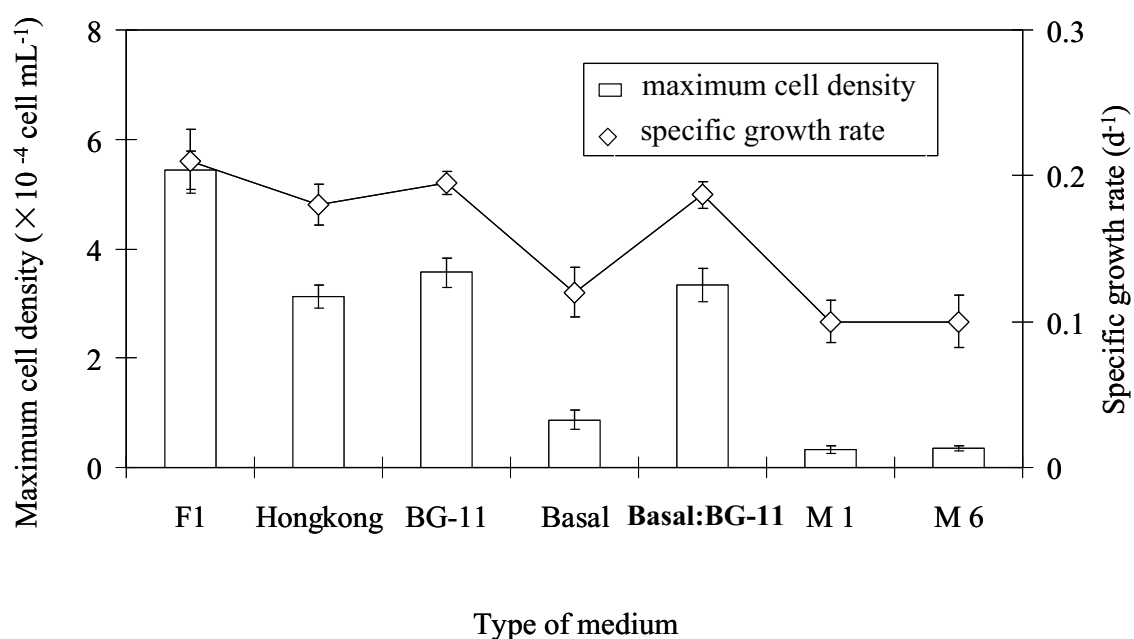
การทดลองในชุดนี้ได้ทำในถึงปฏิกรณ์ชีวภาพเชิงแสงแบบอากาศยกขนาด 3 ลิตร ซึ่งทำจากพลาสติกอะคริลิกใสขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 10 ซม สูง 60 ซม มีท่อภายในขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 4.6 และ 6.6 ซม สูง 46 ซม โดยให้แสงทางด้านข้างถึงด้วยหลอดฟลูออเรสเซนต์ขนาด 18 วัตต์ กำหนดความเข้มแสงโดยการปรับระยะห่างระหว่างหลอดไฟและถึงปฏิกรณ์ ฯ สารอาหารที่ใช้มีหลายชนิดตามที่มียางานมาก่อนหน้านี้ และได้ทำการทดลองเปรียบเทียบผลการเพาะเลี้ยงในสารอาหารรูปแบบต่าง ๆ

การทดลองเริ่มต้นด้วยเซลล์ปริมาณ 2×10^4 เซลล์ต่อมิลลิลิตรเท่ากันทุกครั้งเพื่อให้สามารถเปรียบเทียบผลการดำเนินการได้ ซึ่งการตรวจวัดความเข้มข้นของเซลล์นั้นทำโดยใช้ Haemocytometer เช่นเดียวกับการเพาะเลี้ยงเซลล์ในบทที่ 3 ข้างต้น ซึ่งการนับเซลล์ของ *Haematococcus pluvialis* นั้นจะต้องแบ่งนับเป็นเซลล์สีเขียวที่มี flagella เซลล์สีเขียวที่ปราศจาก flagella และเซลล์สีแดง เนื่องจากเซลล์ชนิดนี้มีการเจริญเติบโตแบ่งเป็น 3 ระยะตามสภาวะของสิ่งแวดล้อม

4.3 ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

4.3.1 สารอาหารที่เหมาะสมสำหรับการเพาะเลี้ยง *Haematococcus pluvialis*

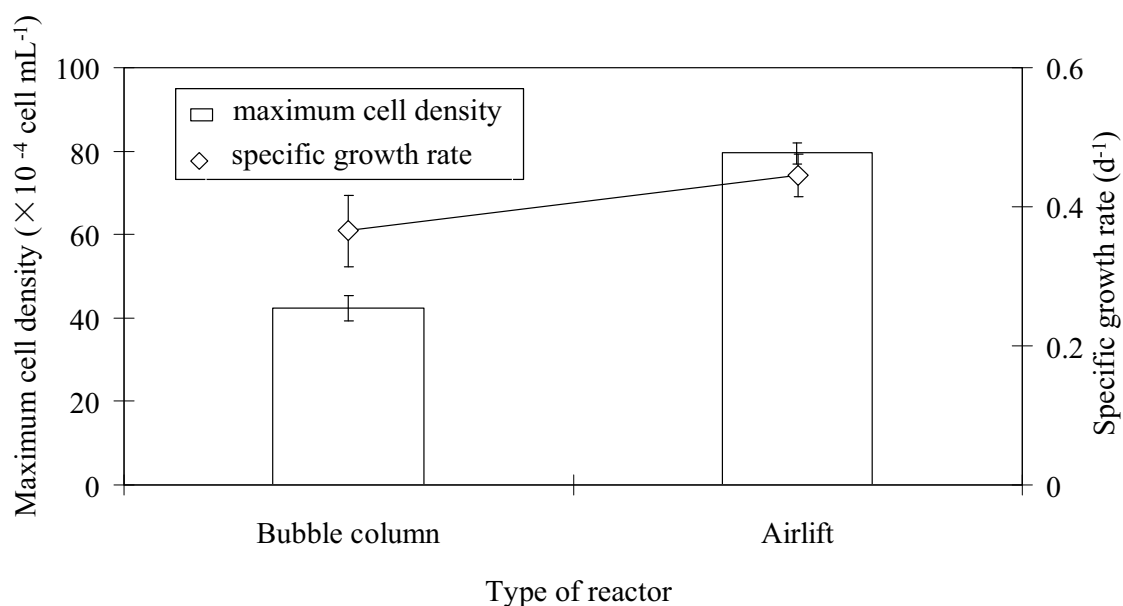
สาหร่ายเซลล์เดี่ยว *Haematococcus pluvialis* นับเป็นสาหร่ายที่มีความสำคัญในเชิงการค้า เนื่องจากเป็นแบคทีเรียที่มีความสามารถในการสร้างสาร *astaxanthin* ซึ่งเป็นสาร *antioxidant* ที่มีประสิทธิภาพสูงและมีมูลค่าสูง แต่เซลล์ชนิดนี้เจริญเติบโตได้ดีในสภาวะที่ค่อนข้างเย็นทำให้ยังไม่มี การเพาะเลี้ยงอย่างแพร่หลายในประเทศไทย งานวิจัยนี้จึงวางเป้าหมายในการเพาะเลี้ยงเซลล์นี้ในถังผสม ผสมแบบอากาศยก โดยขั้นตอนแรกของการศึกษาจะเป็นการวิเคราะห์ถึงชนิดของสารอาหารประเภทต่าง ๆ ที่มีรายงานการใช้เพาะเลี้ยงสาหร่าย เพื่อเปรียบเทียบให้ทราบถึงสารอาหารที่ดีที่สุดสำหรับเซลล์ชนิดนี้ โดยรูปที่ 4.1 แสดงให้เห็นว่าสารอาหารที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการเพาะเลี้ยง *Haematococcus pluvialis* คือ สารอาหารสูตร F1



รูปที่ 4.1 ผลเปรียบเทียบการเจริญเติบโตของ *Haematococcus pluvialis* ในสารอาหารต่าง ๆ (ตารางที่ 4.1 แสดงถึงส่วนประกอบของสารอาหารที่ใช้เปรียบเทียบ)

ตารางที่ 4.1 ส่วนประกอบของสารอาหารต่าง ๆ ที่ใช้ในการศึกษานี้

	M1	Basal	F1	BG-11	Hong Kong	M6
	Chen et al (1997)	Hata et al (2001)	Fábregas et al (1998)	Boussiba et al (1991)	Zhang et al (1999)	Gong and Chen (1998)
CaCl ₂ ·2H ₂ O	183.8 mg	25 mg	9.78 mg	36 mg	73 mg	3.676 g
KNO ₃	0.5 g	10 mg	0.41 g		0.3 g	
NaNO ₃				1.5 g		
Na ₂ HPO ₄			0.03 g		30 mg	1.5 g
NaH ₂ PO ₄	195 mg				35.5 mg	1.778 g
H ₃ PO ₄	0.12 mg					12.37 mg
K ₂ HPO ₄		75 mg		40 mg		
KH ₂ PO ₄		175 mg				
NaCl		2.513 g				
KOH		30.85 mg				
H ₂ SO ₄		0.99 mg				
C ₆ H ₅ FeO ₇ ·5H ₂ O			2.21 mg			
FeSO ₄ ·7H ₂ O	20.9 mg	4.976 mg			8.3 mg	0.417 g
MgSO ₄ ·7H ₂ O	61.6 mg	4 mg	16.41 mg	75 mg	24.6 mg	1.231 g
ZnSO ₄	0.72 mg	8.827 µg			0.014 mg	71.89 mg
CuSO ₄ ·5H ₂ O	0.62 mg	1.572 g	0.008 mg	0.079 mg	0.012 mg	62.42 mg
Na ₂ MoO ₄ ·2H ₂ O	0.07 mg		0.08 mg	0.39 mg	0.001 mg	7.26 mg
CoCl ₂ ·2H ₂ O	0.05 mg		0.0078 mg		0.0005 mg	4.67 mg
H ₃ BO ₃		10.948 mg		2.86 mg	0.003 mg	
Cr ₂ O ₃			0.05 mg			
SeO ₂			0.036 mg			
EDTANa·2H ₂ O	18.6 g	49.34 mg		1 mg	6.7 mg	0.372 g
Na ₂ CO ₃				0.02 g		
NH ₄ Fe(C ₆ H ₅ O ₇)				0.006 g		
MnCl ₂ ·4H ₂ O		1.445 mg	0.66 mg	1.81 mg		
ZnSO ₄ ·7H ₂ O				0.222 mg		
Co(NO ₃) ₂ ·6H ₂ O		0.389 mg		0.049 mg		
MnSO ₄ ·H ₂ O	0.72 mg				0.001 mg	84.51 mg
Ca(NO ₃) ₂ ·4H ₂ O		15 mg				



รูปที่ 4.2 ผลเปรียบเทียบการเพาะเลี้ยง *Haematococcus pluvialis* ในถังสัมผัสแบบธรรมดา (Bubble column) และถังสัมผัสแบบอากาศยก (Airlift contactor)

4.3.2 การดำเนินงานในถังสัมผัสแบบธรรมดาและถังสัมผัสแบบอากาศยก

รูปที่ 4.2 แสดงให้เห็นถึงผลเปรียบเทียบการดำเนินงานในถังสัมผัสแบบธรรมดา (bubble column) และถังสัมผัสแบบอากาศยก (airlift contactor) โดยถังสัมผัสแบบอากาศยกจะให้ผลการดำเนินงานที่ดีกว่าถังสัมผัสแบบธรรมดาที่มีสภาวะการดำเนินงานเหมือนกันอย่างชัดเจน ทั้งนี้เนื่องจากสภาวะในถังสัมผัสแบบอากาศยกส่งเสริมให้มีการไหลวนของเซลล์ในแนวดิ่ง เซลล์จึงผลัดกันไหลมายังส่วน Downcomer ซึ่งเป็นส่วนที่ได้รับแสงมากที่สุด ทำให้เซลล์สามารถเจริญเติบโตได้ค่อนข้างดี ส่วนเซลล์ในถังสัมผัสแบบธรรมดา เนื่องจากไม่มีการไหลวนของของเหลว ทำให้ไม่มีแรงที่ช่วยทำให้เกิดการไหลวนของของเหลว จึงเกิดการตกตะกอนขึ้นหลังจากที่ผ่านการเพาะเลี้ยงไปได้ระยะหนึ่ง

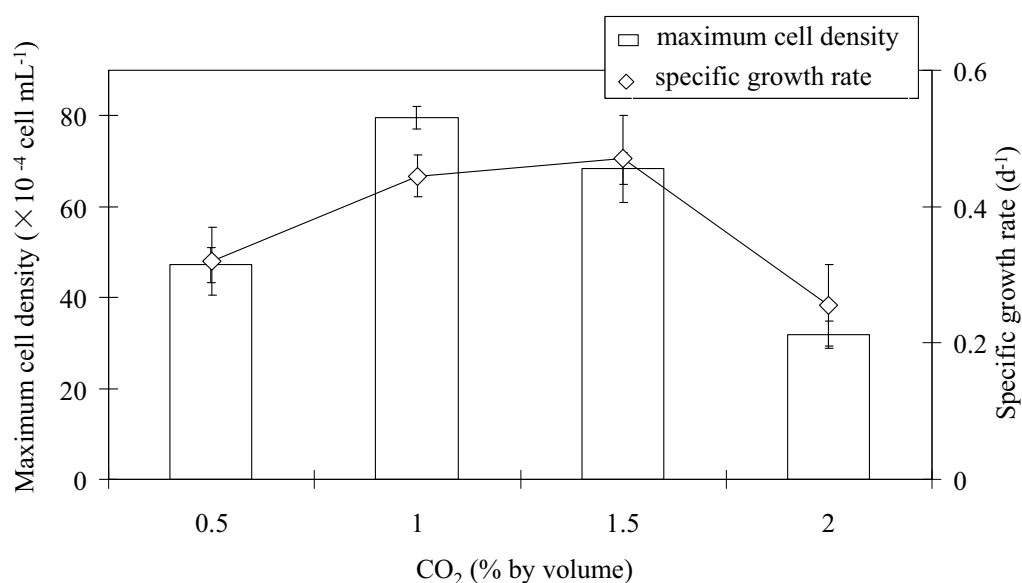
4.3.3 การดำเนินงานในสภาวะแวดล้อมต่างกัน

4.3.3.1 ผลของคาร์บอนไดออกไซด์

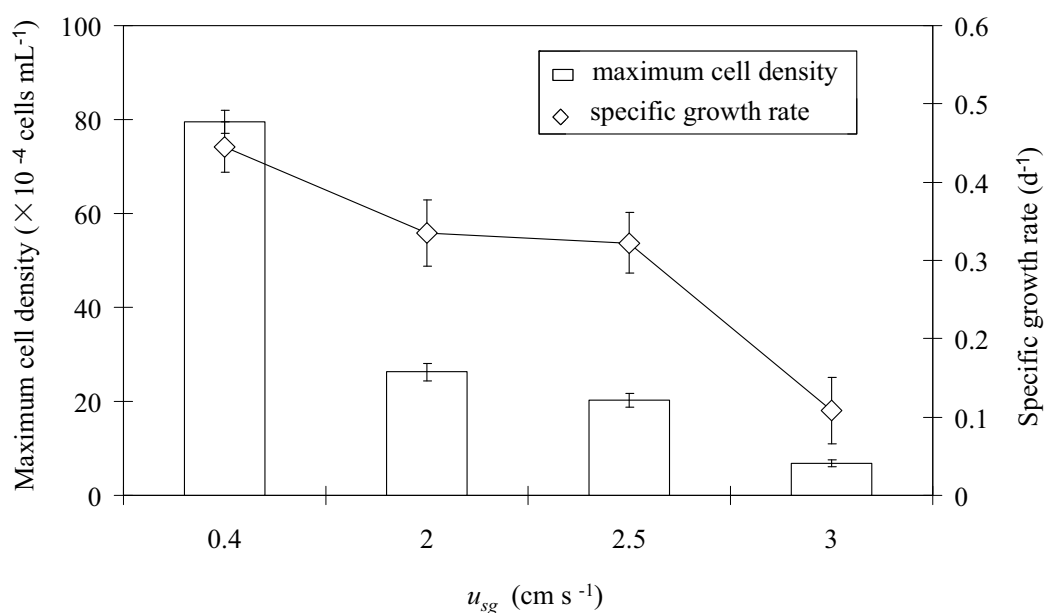
ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็นแหล่งของคาร์บอนสำหรับการเจริญเติบโตของเซลล์สาหร่าย การป้อนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จึงช่วยให้เซลล์สาหร่ายสามารถเจริญเติบโตได้ดีขึ้น แต่เนื่องจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เมื่อละลายน้ำแล้วจะมีสภาพเป็นกรด ซึ่งไม่เหมาะกับการเจริญเติบโตของสาหร่าย ผลการทดลองในรูปที่ 4.3 แสดงให้เห็นว่า สัดส่วนของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในอากาศที่ป้อนเข้าสู่ระบบถังสัมผัส ฯ ที่เหมาะกับการเจริญเติบโตมากที่สุดคือ 1%

4.3.3.2 ผลของความเร็วลม

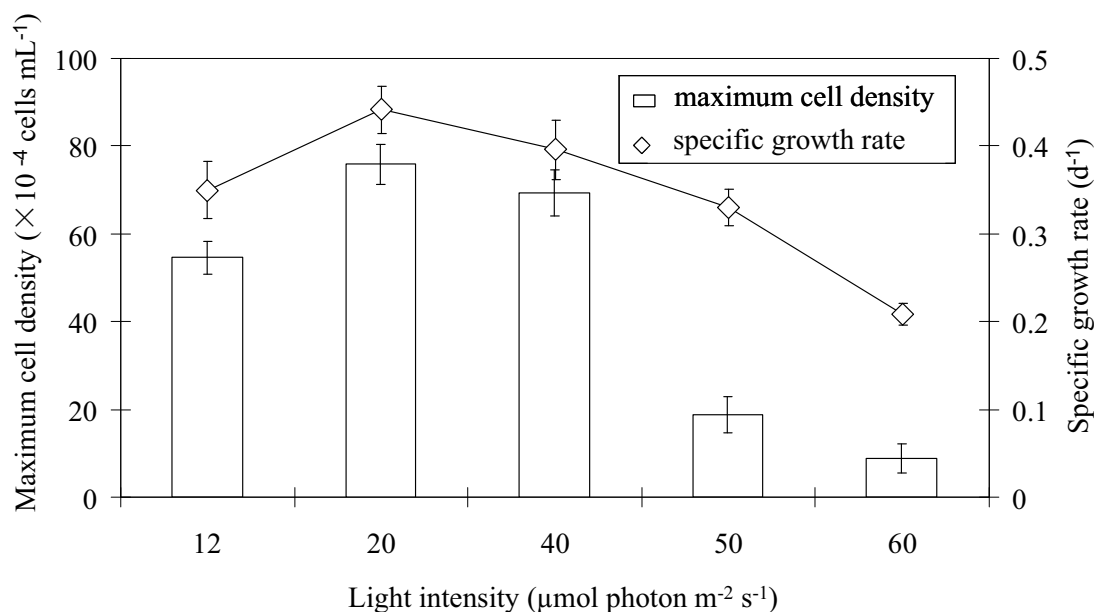
เซลล์ของ *Haematococcus pluvialis* เป็นเซลล์ที่มี flagella จึงสามารถเคลื่อนที่ในน้ำได้อย่างอิสระ แต่ผลการวิเคราะห์ข้างต้นแสดงให้เห็นว่าการเคลื่อนที่ของของเหลวมีส่วนช่วยให้เซลล์สามารถเคลื่อนที่ได้อย่างเป็นแบบแผนมากขึ้น แต่เซลล์ของสาหร่ายชนิดนี้ในช่วงของการเจริญเติบโตมีความอ่อนแอค่อนข้างมาก การให้อากาศด้วยความเร็วสูง ๆ จะทำให้เกิดอันตรายต่อเซลล์และยับยั้งการเจริญเติบโต รูปที่ 4.4 แสดงว่าระบบต้องการความเร็วลมเพียงเล็กน้อยเท่านั้นเพื่อให้เกิดการเจริญเติบโตของเซลล์ที่สูงที่สุด ซึ่งในที่นี้ความเร็วลมที่ต่ำที่สุดที่สามารถทำได้ในห้องปฏิบัติการคือ 0.4 เซนติเมตรต่อวินาที



รูปที่ 4.3 ผลของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ต่อการเจริญเติบโตของ *Haematococcus pl.*



รูปที่ 4.4 ผลของความเร็วลมต่อการเจริญเติบโตของ *Haematococcus pluvialis*



รูปที่ 4.5 ผลของแสงต่อการเจริญเติบโตของ *Haematococcus pluvialis*

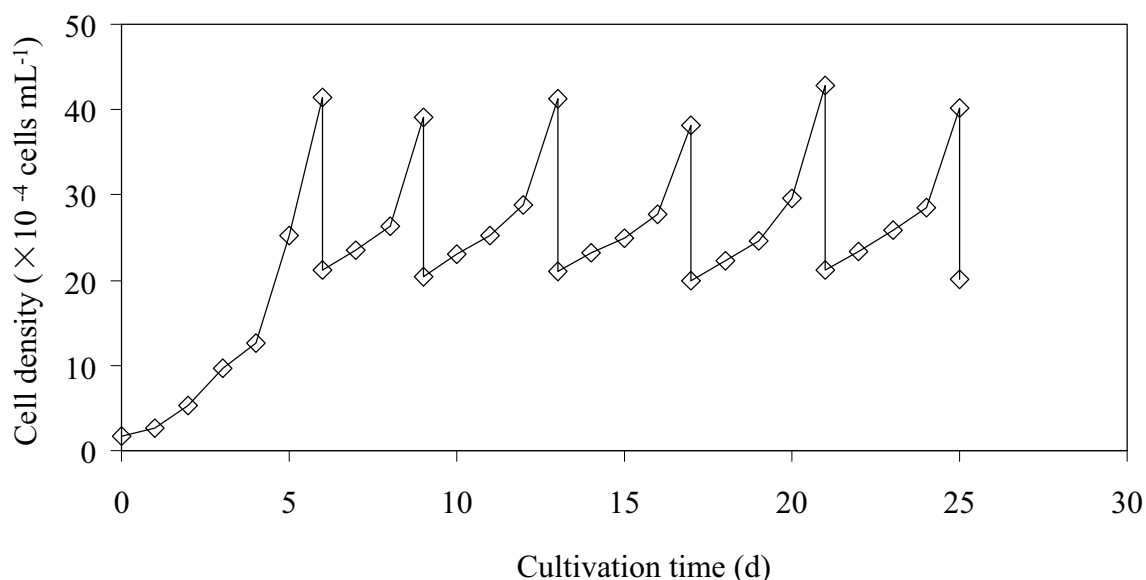
4.3.3.3 ผลของแสง

Haematococcus pluvialis สามารถเจริญเติบโตได้ดีในสภาวะที่ไม่ต้องมีแสงที่มีความเข้มสูงมากนัก นอกจากนี้การให้แสงที่มีความเข้มสูง ๆ อาจทำให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโต และเป็นวิธีที่นิยมใช้ในการเร่งให้เซลล์สร้างสาร astaxanthin ซึ่งเซลล์จะสร้างสารนี้ขึ้นก็ต่อเมื่อสภาวะแวดล้อมไม่เหมาะสมกับการเจริญเติบโตเท่านั้น แต่ในที่นี้การศึกษาเน้นไปที่การเพาะเลี้ยงเซลล์เพื่อให้ได้จำนวนเซลล์และผลผลิตที่สูง ดังนั้นสภาวะของแสงที่ใช้ในการเลี้ยงจึงต้องไม่สูงมาก โดยรูปที่ 4.5 แสดงว่าความเข้มแสงที่เหมาะสมสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์นี้อยู่ที่ประมาณ 20 μmol photon ต่อตารางเมตรต่อวินาที หรือประมาณ 1000 ลักซ์ เท่านั้น

4.3.4 การดำเนินงานแบบกึ่งต่อเนื่อง

เมื่อทราบถึงสภาวะต่าง ๆ ที่เหมาะสมสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์สำหรับ *Haematococcus pluvialis* แล้ว การดำเนินงานขั้นต่อไป คือการเพาะเลี้ยงเพื่อให้ได้ผลผลิตที่สม่ำเสมอ โดยในที่นี้ได้เลือกใช้กระบวนการผลิตแบบกึ่งต่อเนื่อง เพื่อศึกษาถึงความเป็นไปได้ในการผลิตที่มีความต่อเนื่องเป็นเวลานาน โดยรูปที่ 4.6 แสดงถึงผลการศึกษาค้างนี้ เซลล์ได้ถูกเริ่มเลี้ยงแบบกะ (Batch culture) จนกระทั่งเข้าสู่ช่วงการเจริญเติบโตแบบ exponential จึงเริ่มทำการเก็บเกี่ยวผลผลิต โดยทำการดึงเอาเซลล์ที่เข้มข้นออกทุก ๆ 4 วัน ซึ่งเซลล์สามารถเจริญเติบโตได้ความเข้มข้นสูงสุดเท่ากับประมาณ 4×10^5 เซลล์ต่อมิลลิลิตร และให้ค่าการเจริญเติบโตสูงสุดเท่ากับ 0.31 ต่อวัน และให้ค่าอัตราการผลิตจำเพาะเท่ากับ 5.52×10^4 เซลล์ต่อมิลลิลิตรต่อวัน ซึ่งนับเป็นการรายงานครั้งแรกของการเพาะเลี้ยงเซลล์ *Haematococcus pluvialis* ในระบบถังปฏิกรณ์ชีวภาพแบบกึ่งต่อเนื่อง โดยค่าอัตราการเจริญเติบโต

สูงสุดที่ได้จากการศึกษาครั้งนี้พบว่าสูงที่สุดเท่าที่เคยมีรายงานการศึกษาในถังปฏิกรณ์ ฯ แต่ยังคงน้อยกว่าค่าสูงสุด 0.58 ต่อวันที่ได้จากการศึกษาในขวดลูกหมพอของ Kobayashi et al (1992)



รูปที่ 4.6 ผลการดำเนินการเพาะเลี้ยง *Haematococcus pluvialis* ในถังสัมผัสแบบอากาศยกที่ดำเนินการแบบกึ่งต่อเนื่อง

4.4 สรุปผลดำเนินการ

การทดลองครั้งนี้นับเป็นรายงานครั้งแรกของความพยายามในการเพาะเลี้ยงเซลล์สีเขียวของ *Haematococcus pluvialis* ในประเทศไทย ทั้งนี้เนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศที่มีอุณหภูมิเฉลี่ยค่อนข้างสูง ซึ่งรายงานที่ผ่านมามีชี้ว่าเซลล์ชนิดนี้เจริญเติบโตได้ดีที่อุณหภูมิประมาณ 20°C แต่ผลการดำเนินงานแสดงให้เห็นว่า ด้วยสภาวะการเพาะเลี้ยงที่เหมาะสม เซลล์ชนิดนี้สามารถเจริญเติบโตได้ดีที่ 27°C ซึ่งเป็นระดับอุณหภูมิที่สามารถควบคุมได้ในประเทศ นอกจากนี้ยังเป็นรายงานครั้งแรกของการเพาะเลี้ยงเซลล์ชนิดนี้ในถังปฏิกรณ์ชีวภาพเชิงแสงแบบอากาศยก ซึ่งให้ผลผลิตในระดับที่น่าพอใจ แต่การศึกษายังจำกัดในระบบขนาดเล็กเท่านั้น การศึกษาเพิ่มเติมเพื่อนำไปสู่การใช้งานจริงเชิงพาณิชย์ จำเป็นจะต้องมีต่อไป

การศึกษานี้ยังเป็นเพียงจุดเริ่มต้นของอุตสาหกรรมการผลิตสาร *astaxanthin* เนื่องจากเน้นไปที่กระบวนการเพาะเลี้ยงเซลล์ และเพื่อที่จะให้การศึกษาครบวงจร จำเป็นจะต้องมีการศึกษาเกี่ยวกับการกระตุ้น *astaxanthin* ในเซลล์ด้วย ซึ่งงานวิจัยทางด้านการกระตุ้นสารชนิดนี้นับว่ามีปริมาณค่อนข้างมาก และน่าจะสามารถนำมาปรับใช้กับอุตสาหกรรมในประเทศไทยได้ระดับหนึ่ง

ผลการวิจัยในส่วนนี้ได้ตีพิมพ์บทความวิชาการเรื่อง “Photoautotrophic High-Density Cultivation of Vegetative Cells of *Haematococcus pluvialis* in Airlift Bioreactor” ใน Bioresource Technology ดังรายละเอียดในภาคผนวกที่ 3

4.5 เอกสารอ้างอิง

- Boussiba, S., Vonshak, A., 1991, “Astaxanthin accumulation in the green alga *Haematococcus pluvialis*” Plant Cell Physiol. 32(7) 1077-1082.
- Chen, F., Chen, H., Gong, X., 1997, “Mixotrophic and heterophic growth of *Haematococcus lacustris* and rheological behavior of the cell suspensions” Bioresource Technology 62 19-24.
- Fábregas, J., Dominguez, A., Alvarez, D.G., Lamela, T., Otero, A., 1998, “Induction of astaxanthin accumulation by nitrogen and magnesium deficiencies in *Haematococcus pluvialis*” Biotechnology Letters 20(6) 623-626.
- Gong, X., Chen, F., 1997, “Optimization of culture medium for growth of *Haematococcus pluvialis* (Chlorophyceae)” Phycol. 30 829-833.
- Gong, X., Chen, F., 1998, “Influence of medium components on astaxanthin content and production of *Haematococcus pluvialis*” Process Biochemistry 33(4) 385-391.
- Harker, M., Tsavalos, A.J., Yong, A.J., 1996, “Autotrophic growth and carotenoid production of in 30 liter air-lift photobioreactor”. Fermentation and Bioengineering 82(2) 113-118.
- Hata, N., Ogbonna, J.C., Hasegawa, Y., Taroda, H., Tanaka, H., 2001, “Production of astaxanthin by *Haematococcus pluvialis* in a sequential heterotrophic-photoautotrophic culture”. J. Appl. Phycology 13 395-402.
- Kobayashi, M., Kakizono, T., Nagai, S., 1991, “Astaxanthin production by green algal, *Haematococcus pluvialis* accompanied with morphological changes in acetate media”. Fermentation and Bioengineering 71(5) 335-339.
- Lorenz, R.T., Cysewski, G.R., 2000, “Commercial potential for *Haematococcus* microalgae as a natural source of astaxanthin” TIBTECH. 18 160-165.
- Zhang, X.W., Gong, X.F., Chen, F., 1999, “Dynamics and stability analysis of the growth and astaxanthin production system of *Haematococcus pluvialis*” Industrial Microbiology and Biotechnology 23 133-137.

บทที่ 5 สรุป

โครงการวิจัยนี้ได้แสดงให้เห็นถึงศักยภาพในการพัฒนาใช้ถังสัมผัสแบบอากาศยกสำหรับอุตสาหกรรมสัตว์น้ำ โดยผลงานวิจัยสามารถแบ่งได้ออกเป็น 2 ลักษณะ คือ ผลทางด้านพื้นฐานการดำเนินงานของถังสัมผัส ฯ เช่น การไหลของสาร และการถ่ายเทมวลสาร และผลทางด้านการใช้งานกับอุตสาหกรรมสัตว์น้ำ โดยเน้นไปที่อุตสาหกรรมต้นทาง คือ การอนุบาลสัตว์น้ำ และการเพาะเลี้ยงเซลล์ที่ให้ผลผลิตที่มีคุณค่า

ถังสัมผัสแบบอากาศยกเป็นระบบที่สร้างและดูแลได้ง่าย ผู้ใช้งานเช่นเกษตรกรทั่วไปสามารถสร้างขึ้นใช้ได้เอง และให้ผลที่มีประสิทธิภาพดีกว่าระบบดั้งเดิม เช่น การเพาะเลี้ยงในบ่อหรือในระบบแบบ Bubble column จึงเป็นระบบที่น่าสนใจในการศึกษาและพัฒนาเพิ่มเติม เพื่อให้เป็นระบบมาตรฐานสำหรับการเพาะเลี้ยงเซลล์เพื่ออนุบาลสัตว์น้ำทั่วไป จะช่วยลดพื้นที่ใช้งานและเวลาในการทำงาน รวมทั้งค่าใช้จ่ายต่าง ๆ ลงได้มาก อย่างไรก็ตามการพัฒนาระบบขนาดใหญ่สำหรับการใช้งานบางประเภทยังอาจจำเป็นต้องมีการวิจัยเพิ่มเติมเพื่อให้ได้ข้อมูลการออกแบบเพิ่มเติม เนื่องจากการศึกษานี้ยังมีขีดจำกัดโดยเฉพาะในเรื่องของพื้นที่ จึงไม่สามารถที่จะสร้างเครื่องมือขนาดใหญ่เพื่อการทดลองได้

โครงการนี้เป็นตัวอย่างหนึ่งของการพัฒนาระบบวิศวกรรมภายในประเทศ ซึ่งสามารถทำได้ตั้งแต่ต้นทางจนถึงปลายทางโดยไม่ต้องพึ่งพาเทคโนโลยีจากต่างประเทศ ทำให้ได้ระบบที่มีราคาถูกและมีประสิทธิภาพตามที่ต้องการ และเหมาะสมกับสภาพการพัฒนาของประเทศที่ควรเน้นไปที่อุตสาหกรรมเกษตร รวมทั้งอุตสาหกรรมเพาะเลี้ยงสัตว์น้ำ

Output ที่ได้จากโครงการ

สรุปบทความวิชาการที่ได้จากงานวิจัยนี้

1. “Optimal growth conditions and the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactor” Sontaya Krichnavaruk, Worapannee Loataweesup, Sorawit Powtongsook, Prasert Pavasant, Chemical Engineering Journal 105 (2005) 91–98 (ภาคผนวก 1)
2. “Hydrodynamics and mass transfer behavior in multiple draft tube airlift contactors” Naline Tunthikul, Porntip Wongsuchoto, Prasert Pavasant, Korean J. Chem. Eng., 23 (6) (2006), 881-887 (ภาคผนวก 2)
3. “Photoautotrophic High-Density Cultivation of Vegetative Cells of *Haematococcus pluvislis* in Airlift Bioreactor” K. Kaewpintong, A. Shotipruk, S. Powtongsook and P. Pavasant, Bioresource Technology 98 (2007), 288-298 (ภาคผนวก 3)
4. “Enhanced productivity of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactors” Sontaya Krichnavaruk, Sorawit Powtongsook, Prasert Pavasant, Bioresource Technology 98 (2007), 2123-2130 (ภาคผนวก 4)
5. “Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors”, Duangkamol Ruen-ngam, Porntip Wongsuchoto, Apiradee Limpanuphap, Tawatchai Charinpanitkul, Prasert Pavasant (Submitted to Chemical Engineering Journal)

งานวิจัยที่อยู่ภายใต้การเตรียมการ (รอผลการทดลองและการวิเคราะห์ผลเพิ่มเติม)

1. “Operating constraints for the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactors” (in preparation stage: awaiting more experimental results)
2. “Influence of draft tube configuration on hydrodynamic properties and mass transfer in large scale airlift contactors” (submitted to Chemical Engineering Processes)

ภาคผนวก 1

“Optimal growth conditions and the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactor” Sontaya Krichnavaruk, Worapannee Loataweesup, Sorawit Powtongsook, Prasert Pavasant, Chemical Engineering Journal 105 (2005) 91–98

Optimal growth conditions and the cultivation of *Chaetoceros calcitrans* in airlift photobioreactor

Sontaya Krichnavaruk^a, Worapannee Loataweesup^a,
Sorawit Powtongsook^b, Prasert Pavasant^{a,*}

^a Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, Bangkok 10330, Thailand

^b Marine Biotechnology Research Unit, Chulalongkorn University, National Center of Genetic Engineering and Biotechnology, Bangkok, Thailand

Received 17 July 2004; received in revised form 18 October 2004; accepted 23 October 2004

Abstract

The optimal conditions for the growth of a diatom *Chaetoceros calcitrans* were investigated in a 2.5 L glass bubble column. The light intensity for the highest growth rate was shown to be at around $400 \mu\text{mol photons m}^{-2} \text{s}^{-1}$. A modified standard F/2 medium with a two-fold of silica and phosphorus concentrations was illustrated to result in a better growth of this diatom. Vitamin B₁₂ in the range from 1 to $3 \mu\text{g L}^{-1}$ did not significantly affect the growth. A maximum cell density obtained from this small glass bubble column was approximately $5.8 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$ with a maximum specific growth rate of $3.80 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$. The cultivation of *C. calcitrans* in the 17 L airlift photobioreactor (ALPBR) was illustrated to be superior to that in the bubble column with the same size. The operation with superficial gas velocity of 3 cm s^{-1} was found to give a maximum specific growth rate of $7.41 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ with a maximum cell concentration of $8.88 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$ in a batch culture. A semi-continuous culture could be achieved where the harvest was performed at every 12 h. In this case, the maximum specific growth rate (μ) achievable was $9.65 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ and the cell concentration during the harvest period was $4.08 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$.

© 2004 Elsevier B.V. All rights reserved.

Keywords: Single cell algae; Light intensity; F/2 medium; Nutrient; Flow pattern; Growth rate; Semi-continuous culture; Bubble column; Airlift bioreactor

1. Introduction

Diatom is a basic component of marine hatchery operations because it serves as one alternative natural resource for poly unsaturated fatty acids [1]. The diatom *C. calcitrans* is considered one of the most popular strains used as a feed for shrimp larvae. *C. calcitrans* is a diatom with chlorophyll content and it is usually cultivated in a similar fashion to single cell algae where, apart from other common nutrients, light plays a significant role in controlling its growth rate. Very few investigations on the optimal condition for the growth of *C. calcitrans* are available. The only report indicated that the highest yield for this diatom was obtained at an initial silica concentration of $400 \mu\text{g L}^{-1}$ (as sodium metasilicate) [2]. However, this operation was subject to a cool environ-

ment and the optimal growth was significantly different from that in warmer locations like tropical countries such as Thailand where there is a high demand of *C. calcitrans* for marine hatcheries, particularly shrimp larvae. The development of bioreactor for mass cultivation of single cell algae or diatom always enables the adjustment of the light intensity, which leads to a successful production of high cell density culture. Examples of the novel designed photobioreactors include a tubular reactor [3,4] and the flat plate bioreactor [5]. However, these existing closed systems suffer serious drawbacks from poor mixing and gas–liquid mass transfer.

Airlift bioreactors (ALBR) have recently become an attractive alternative for cell cultivation [6]. This might be due to several main advantages such as good mixing, well-defined fluid flow pattern, relatively high gas–liquid mass transfer rate, and low capitals and operating costs. The mixing in the ALBR could be obtained without causing too much shear force in the liquid phase, which could inhibit the growth

* Corresponding author. Tel.: +66 2 2186870; fax: +66 2 2186877.

E-mail address: prasert.p@chula.ac.th (P. Pavasant).

of the algae. In addition, it was mentioned that the well-defined circulation pattern resulted in a better light utilization particularly for the system with high density of cells [7].

The aim of this work was firstly to determine optimal conditions for the growth of *C. calcitrans* in tropical areas where the average temperature is approximately 30 °C. The standard F/2 medium [8] was employed as a standard culture medium where the amounts of silica, nitrogen, phosphorus, and Vitamin B₁₂ in this medium were examined for their effects on the diatom growth. Light intensity was also manipulated to investigate its influence on the cultivation of the diatom. In addition, the semi-continuous operation of airlift photobioreactor (ALPBR) as a production system for high cell density of *C. calcitrans* was examined.

2. Materials and methods

2.1. Determination of optimal growth conditions

The investigation on the optimal conditions for the growth of *C. calcitrans* was carried out in a 2.5 L clear glass column with a diameter of 12 cm. Compressed air was provided at the bottom of the glass column at a flowrate of 3.8 L min⁻¹. The lighting was supplied through the 250 W lamps where the light intensity could be controlled from 40 to 600 $\mu\text{mol photons m}^{-2} \text{s}^{-1}$ by adjusting the distance between the light source and the column. Temperature was controlled at approximately 30 °C (± 2 °C). The composition of the F/2 medium was modified to examine the effect of silica, phosphorus, nitrogen, and Vitamin B₁₂ on cell growth. Table 1 summarizes the variation in the controlled parameters including the range of concentrations of the selected components in the F/2 medium for this experiment. The initial cell concentration for this experiment was controlled at 5×10^5 cells mL⁻¹.

Table 1

Variation of growth factors in the determination of optimal condition for *Cheatocecos calcitrans*

Growth factor	Range
Light intensity ($\mu\text{mol photons m}^{-2} \text{s}^{-1}$)	40–600
Silica concentration ($\text{mg Na}_2\text{SiO}_3 \text{ L}^{-1}$)	0–4.8
Phosphorus concentration ($\text{mg Na}_2\text{HPO}_4 \text{ L}^{-1}$)	0–3.6
Nitrogen concentration ($\text{mg NaNO}_3 \text{ L}^{-1}$)	0–42
Vitamin B ₁₂ concentration ($\mu\text{g L}^{-1}$)	0–3

2.2. Production of high density culture

The experimental setup for a larger scale system is depicted in Fig. 1. The culture was grown in the 17 L airlift photobioreactor (ALPBR) along with the bubble column (BC) of the same size. Both bioreactors were made of clear acrylic plastic with a diameter of 15 cm (3 mm wall thickness). The ALPBR was equipped with a draft tube installed centrally in the column. The ratio between the cross sectional areas of downcomer and riser ($A_d:A_r$) was 2.63. Compressed air was provided at the bottom of the draft tube and there was a space of 5 cm between the bottom of the draft tube and the column to allow liquid circulation. The aeration rate was controlled by the calibrated rotameter where the superficial gas velocity in the riser was controlled in a range of 2–5 cm s⁻¹. Light was supplied through 12 fluorescent lamps (36 W each) at the side along the length of the columns, which yielded approximately 200 $\mu\text{mol photons m}^{-2} \text{s}^{-1}$ of light intensity. The temperature was controlled at around 30 °C (± 2 °C). Two modes of operations were examined here, i.e., batch and semi-continuous cultures. The batch culture was performed to compare the performance of ALPBR and BC in terms of growth rate and the maximum achievable cell density. The semi-continuous system was only carried out in the ALPBR. All bioreactor systems were cultivated with an initial cell concentration of about 1×10^5 cells mL⁻¹.

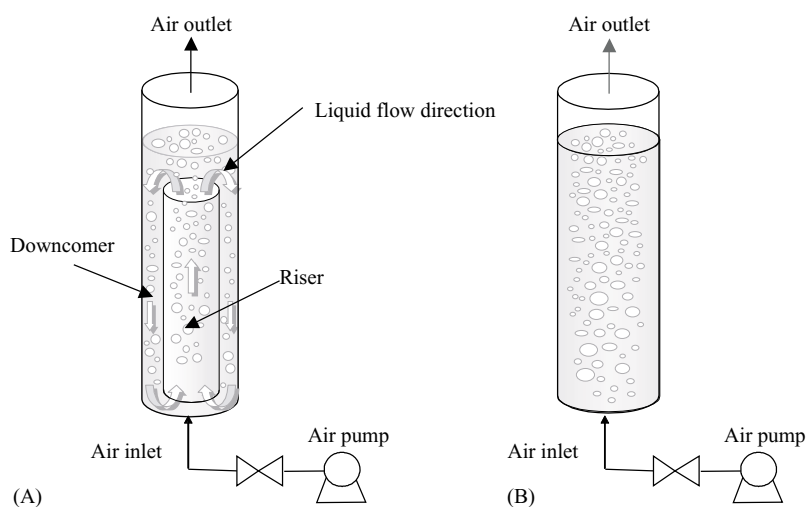


Fig. 1. Schematic diagram for (A) airlift photobioreactor and (B) bubble column.

2.3. Analytical measurements

Cell concentration (N) was measured using the common blood cell count device, haemocytometer. The cell concentrations at two different time periods were employed for the calculation of the growth rate as expressed by

$$\mu = \frac{\ln(N_2) - \ln(N_1)}{t_2 - t_1} \quad (1)$$

where μ is the specific growth rate (h^{-1}), N_1 the cell concentration at t_1 (cells h^{-1}), N_2 the cell concentration at t_2 (cells h^{-1}), t_1 the first sampling time (h), and t_2 the second sampling time (h).

The photosynthetic activity of the diatom was measured in terms of photosynthetic oxygen evolution rate (POER). The culture was intermittently sparged with nitrogen gas to reduce the dissolved oxygen level. Subsequently, the rate of increase in dissolved oxygen concentration in the unaerated culture was determined where POER could then be calculated from

$$\text{POER} = \frac{\text{DO}_s \times 60}{CV} \quad (2)$$

where POER is the photosynthetic oxygen evolution rate ($\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ chlorophyll h}^{-1}$), DO_s the slope of the curve of dissolved oxygen (DO) concentration versus time ($\text{mg O}_2 \text{ min}^{-1}$), C the chlorophyll concentration ($\text{mg chlorophyll mL}^{-1}$) and V the volume of algal culture (mL).

The chlorophyll concentration was measured according to the standard method detailed in Ref. [9].

3. Results and discussion

3.1. Effect of light intensity

The effect of light intensity was investigated in a series of experiments where the cultures of different cell densities were exposed to the light at different intensities over

a short 15 min time interval, and the results are displayed in Fig. 2. The photosynthetic rate was represented by the rate of oxygen released from the culture sample and therefore called photosynthetic oxygen evolution rate (POER). The maximum POER (or equivalent to maximum photosynthetic rate) often took place at the light intensity of around $400 \mu\text{mol photons m}^{-2} \text{ s}^{-1}$.

The suitable cell concentration for the highest POER was about $3 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$. It seemed that an increase in cell density resulted in a more active cell but with cell concentration above $3 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$, the activity of cell dropped which could be attributed to the self-shading effect. The effect of light intensity on growth may be explained by the damage/repair mechanism of the photosystem II (PS II) D1 protein [4,10–13]. In brief, these statements indicated that the over-saturation of light caused damages to the PS II D1 protein that carried the binding sites for the electron carrier. The extent of the damage was a function of light intensity. However, a simultaneous repair-mechanism existed which produced new D1 molecules to replace damaged ones. The rate of this repair mechanism was believed to be independent of light. In other words, at low light intensity, all damaged D1 protein molecules were replaced almost immediately, and the net damage to the photosynthetic was negligible. At high light intensity, on the other hand, although repair occurred simultaneously with the damage, it occurred at a lower rate, and this led to an apparently lower photosynthetic rate and also the associated growth rate.

3.2. Effect of nutrients and Vitamin B₁₂ in F/2 medium

Generally, the standard F/2 medium was used for the cultivation of the diatom but it was not especially designed for the growth of *C. calcitrans*. This investigation therefore attempted to identify nutritional factors that controlled the growth of the culture of *C. calcitrans* by making modification to this standard medium. This was achieved by alter-

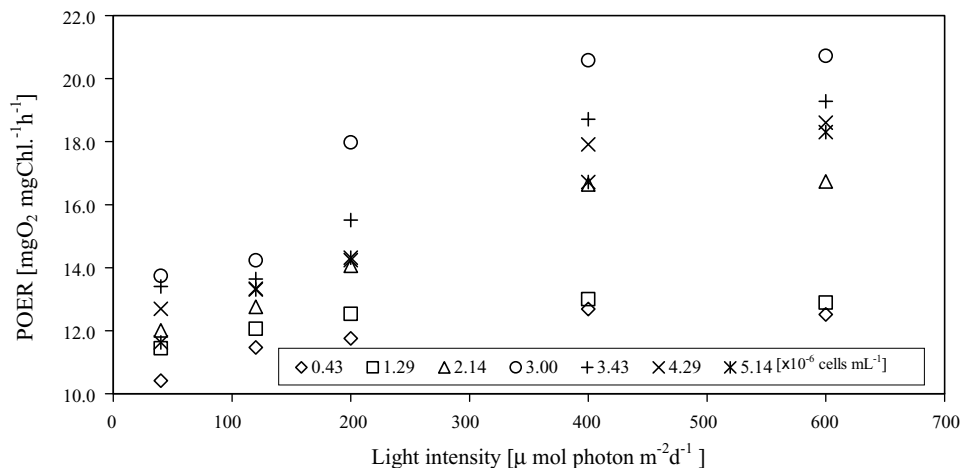


Fig. 2. Effect of light intensity on photosynthesis oxygen evolution rate (POER).

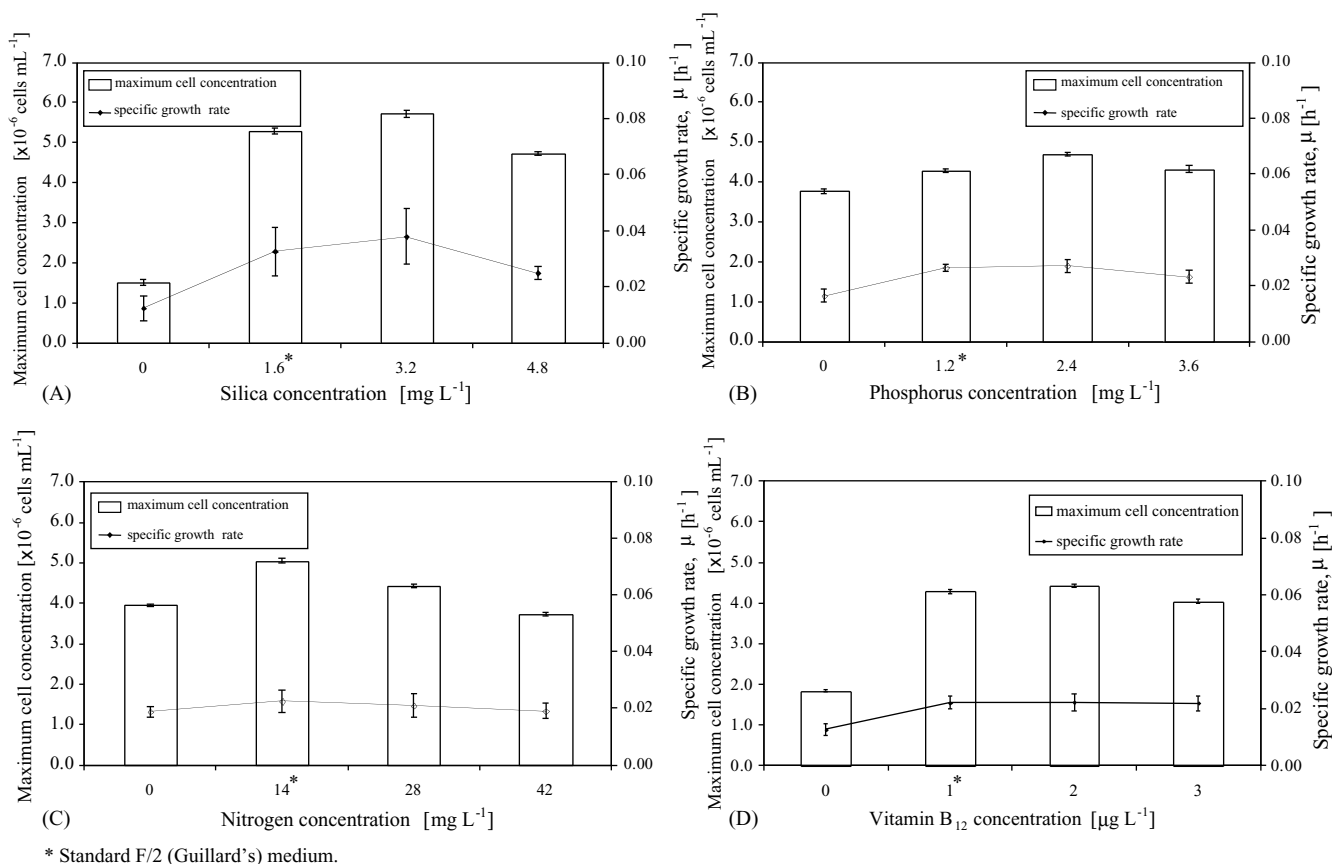


Fig. 3. Effect of nutrient concentration on maximum cell concentration and specific growth rate: (A) silica concentration; (B) phosphorus concentration; (C) nitrogen concentration; (D) Vitamin B₁₂ concentration.

ing the concentration of each of the nutrient while maintaining the concentration of other components. Specifically, the experiments were started with a cell concentration of 5×10^5 cells mL^{-1} in a modified F/2 medium where the composition of silica (as sodium metasilicate), phosphorus (as phosphate), nitrogen (as nitrate), and Vitamin B₁₂ were varied.

Fig. 3A illustrates that the addition of silica (as sodium metasilicate) at 3.2 mg L^{-1} resulted in the highest growth rate. This value was twice as much as that recommended in the standard F/2 medium of 1.6 mg L^{-1} . The absence of silica, $\text{Si} = 0 \text{ mg L}^{-1}$, caused a declining cell concentration where the maximum cell concentration fell below initial concentration. It was accepted that diatom could not survive with an inadequate supply of silica because silica was not only needed in the cell wall formation, but it was also required for deoxyribonucleic acid (DNA) synthesis.

The suitable phosphorus concentration for the diatom growth was observed to be around 2.4 mg L^{-1} (Fig. 3B). This concentration was also two times higher than that recommended in the standard F/2 medium. The most important role of phosphorus was in energy transfers through energy carrying agents, e.g., adenosine triphosphate (ATP), NADPH, etc. Therefore excessive or insufficient supply of phosphorus

could have negative impact on cell growth. When external phosphate concentrations were high, the ability of cells in the assimilation of phosphorus compound was repressed and the growth was inhibited. On the other hand, an inadequate level of external phosphorus reduced the cell capacity in authorizing ATP and other energy compounds which also led to a limited cell growth.

As demonstrated in Fig. 3C, nitrogen concentration as stated in the standard F/2 medium (14 mg L^{-1}) was most suitable for the growth of *C. calcitrans*. Concentrations above and below this optimal 14 mg L^{-1} led to a slightly lower growth rate. This could be explained by considering the effect of nitrogen on cellular metabolism where both nitrogen starvation and overdose led to a dramatic decrease in the efficiency of energy transfer from harvesting complexes to photo system II (PS II) reaction center [12].

Fig. 3D indicates that Vitamin B₁₂ was essential for growth but only a tiny amount would suffice the growth of the cell. In this case, even the smallest amount used in the medium ($1 \mu\text{g L}^{-1}$) was adequate for the growth. Note that the optimal amount of Vitamin B₁₂ still could not be determined from this experiment and it could be that a lower dose than $1 \mu\text{g L}^{-1}$ could be adequate for an efficient growth of the diatom.

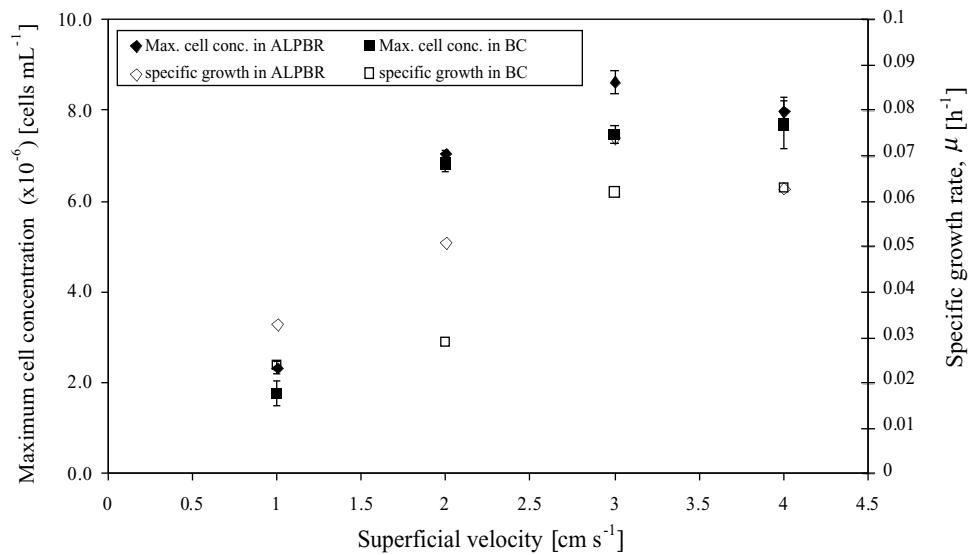


Fig. 4. Cell concentration time profile in airlift photobioreactor and bubble column.

3.3. Cultivation in bioreactors

Fig. 4 demonstrates the growth curves of *C. calcitrans* in the two bioreactors. Note that for these large-scale units, the light intensity at $400 \mu\text{mol photon m}^{-2} \text{s}^{-1}$ could not be supplied due to experimental limitation and the maximum achievable light intensity for these systems was only $200 \mu\text{mol photon m}^{-2} \text{s}^{-1}$. The performance of the ALPBR was superior to that of the BC both in terms of maximum cell density and growth rate, i.e., maximum growth rate and maximum cell concentration were $7.41 \times 10^{-2} \text{h}^{-1}$ and $8.88 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$ for the ALPBR, respectively, and $6.3 \times 10^{-2} \text{h}^{-1}$ and $7.68 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$ for the BC. The difference in the performance of the two bioreactors must be derived from the difference in their behavior. In the BC, the aeration only superimposed random movement with no

net movement of the liquid [7]. Since cells were not properly recirculated in the BC, some cells were exposed to high light density at the region adjacent to the wall of the column where the light source was located. Those cells in the middle of the column were only exposed to low light density and resulting in an ineffective photosynthesis and low growth rate when compared to those obtained from the ALPBR. The configuration of the ALPBR with riser and downcomer caused uneven densities of fluid in the two sections and induced a certain pattern of liquid movement, i.e., liquid moved up in the riser and down in the downcomer. The well-defined flow pattern in the ALPBR meant that the diatom in the riser would, after a certain time period, flow to the downcomer where the light was applied. Hence, most diatoms were exposed to more even light intensity. In addition, the liquid movement in the ALPBR prevented an accumulation

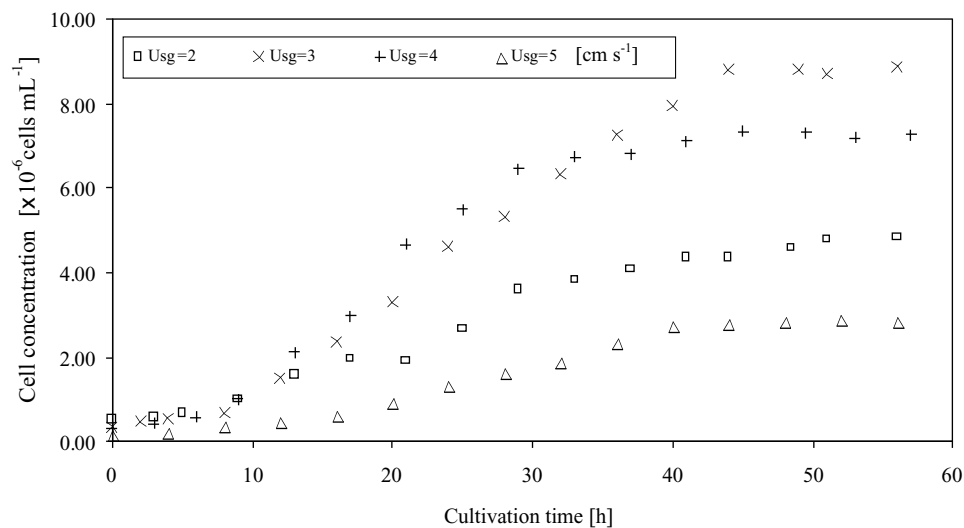


Fig. 5. Effect of superficial gas velocity on the growth of *C. calcitrans*.

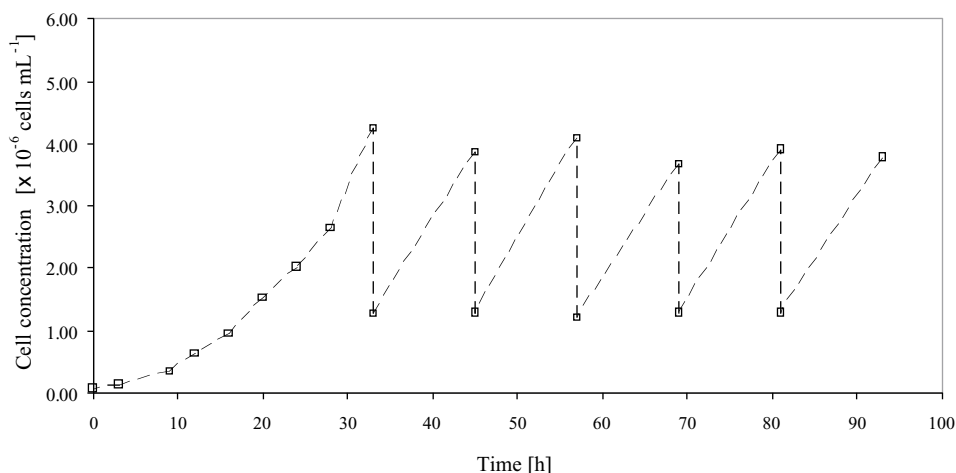


Fig. 6. Semi-continuous cultivation of *C. calcitrans* in ALBR at $U_{sg} = 3 \text{ cm s}^{-1}$.

of cells at the bottom of the column. At high cell density, it was likely that cell precipitation caused an uneven cell density along the length of the column. This accumulation of cells might cause starvation, death, and easy contamination of the whole culture, which reduced the overall growth rate of the algal culture. This problem was not found in the ALPBR as the liquid movement facilitated cell circulation even at high cell density. Hence, there would be less cell accumulation at the bottom of the column when compared to the BC.

It could then be concluded at this point that algal cells in the ALPBR could utilize light source more effectively than cells in the BC resulting in a higher growth rate. This finding agreed well with that of Merchuk et al. [7] who indicated that the growth of the red microalga *Porphyridium* sp. in the ALPBR was much better than that obtained from the cultivation in the BC.

It is interesting to note that the operation in the larger scale system such as 17 L ALPBR could provide a relatively high growth rate ($7.41 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$) and maximum cell density ($8.88 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$) in comparison with the cultivation in a small 2.5 L glass bubble column (maximum growth rate of $3.8 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ and maximum cell density of $5.8 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$), when operated at the same range of light intensity ($400\text{--}600 \mu\text{mol photons m}^{-2} \text{ day}^{-1}$) and superficial gas velocity ($3\text{--}4 \text{ cm s}^{-1}$). This demonstrated that the design of the cultivation system could provide a suitable operating condition for the cells and a better performance of the system was obtained.

3.4. Effect of aeration rate

The effect of aeration rates on algal mass production in the ALPBR is presented in Fig. 5. Increasing aeration rate (measured in terms of superficial velocity or U_{sg}) in the range of $2\text{--}5 \text{ cm s}^{-1}$ was found to have influence on the growth rate of the algae. The maximum cell growth rate ($7.41 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$)

occurred at the aeration rate of 3 cm s^{-1} above which the growth rate dropped.

At a lower range of the aeration ($U_{sg} = 2\text{--}3 \text{ cm s}^{-1}$), an increase in aeration rate greatly induced mixing, liquid circulation rate and also the mass transfer between gas and liquid phases in the system [14,15]. The better mixing could potentially lead to a more efficient utilization of nutrients by the diatom. A higher mass transfer might also facilitate the removal of metabolic gases such as oxygen, preventing the accumulation of these gases, which might adversely affect the growth rate [16].

At a high aeration rate ($U_{sg} = 4\text{--}5 \text{ cm s}^{-1}$), the growth rate of *C. calcitrans* declined. High aeration rates led to a system with more gas bubbles along the length of the downcomer. This was because the liquid velocity was sufficiently high that relatively large gas bubbles were dragged down into the downcomer. These gas bubbles in the downcomer were somewhat undesirable as it could prevent the passage of light to the center of the bioreactor as the light penetration ability was obstructed and dissipated by the swarm of gas bubbles. Our preliminary experiment indicated that as much as 40% of light intensity could be suppressed in the riser (or in the draft tube) with the presence of gas bubbles in the downcomer. As a result, the diatom was subject to a lower light intensity and a lower growth rate was observed.

3.5. Semi-continuous production

From the growth curve of the batch culture of *C. calcitrans* illustrated in Fig. 5, the maximum cell concentration at superficial velocity of 3 cm s^{-1} (the most suitable condition for the growth) was found to be approximately $(7\text{--}8) \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$ after 48 h of operation. A lag phase was observed during the initial period of the culture (the first 9 h) followed by an exponential growth during the next 35 h. This was then followed by a stationary phase where the cell concentration reached a maximum of $8.88 \times 10^6 \text{ cells mL}^{-1}$.

Hence, for a semi-continuous operation, the initial inoculation with the initial cell concentration of 1×10^5 cells mL⁻¹ was left growing for 33 h to ensure that cells were in the most active period. After that the culture was harvested at about 50–70% of the culture. This was to control the cell concentration for the next run at approximately 1.2×10^6 cells mL⁻¹.

The results in Fig. 6 illustrated that *C. calcitrans* was able to maintain the exponential growth rate with the selected harvesting condition. The specific growth rate was approximately 9.65×10^{-2} h⁻¹ which indicating that cells could adjust well to the growth conditions in the ALPBR. The cell concentration at the harvest period was 4.08×10^6 cells mL⁻¹.

It is interesting to note that the culture systems employed in this work here could achieve a very high productivity. Both cell concentration and growth rate were relatively high in comparison with the reported results, which only could achieve cell concentration at 2.56×10^6 cells mL⁻¹ in 4 days of the cultivation diatom *C. calcitrans* [17]. This was equivalent to 6.4×10^8 cells L⁻¹ day⁻¹ whereas the cultivation in the ALPBR in this investigation could provide a high productivity of 9.45×10^9 cells L⁻¹ day⁻¹.

4. Conclusion

This work shows that, with a slightly modified standard F/2 medium, the growth of *C. calcitrans* could be enhanced by as much as 16%. Parameters that were significant for the growth of this diatom were the composition of the medium particularly silica, nitrogen and phosphorus contents. There existed an optimal light intensity for the cultivation of this diatom and light intensity below or above 400 μ mol photons m⁻² s⁻¹ were not found to have positive influence on the diatom growth. Most importantly, this work emphasized the importance of bioreactor design on the mass production of the diatom *C. calcitrans*. The operation of cultivation column in airlift mode was proven to be successful and a high growth rate could be achieved even with a lower light intensity than the optimal. Due to a well-defined flow pattern, which allowed a more effective light utilization of the diatom, the cultivation of *C. calcitrans* in the ALPBR was found to be superior to that in the BC. The optimal aeration rate of 3 cm s⁻¹ was found to yield the specific growth rate of 7.41×10^{-2} h⁻¹ with a maximum cell concentration of 8.88×10^6 cells mL⁻¹ in batch culture system. A long-term semi-continuous operation could be achieved successfully with a maximum specific growth rate (μ) of 9.65×10^{-2} h⁻¹. The harvest of cell should be performed at every 12 h of operation with the cell concentration at the harvest period of approximately 4.08×10^6 cells mL⁻¹.

Acknowledgement

The authors wish to acknowledge the Thailand Research Funds for their financial support.

Appendix A

Standard F/2 (Guillard's) medium compositions [8]

Nutrient	Amount (g)
Solution A: Nitrate and phosphate stock solution (1 L)	
NaNO ₃	84.15
Na ₂ HPO ₄ ·H ₂ O	6.0
FeCl ₃ ·6H ₂ O	2.90
Na ₂ EDTA·2H ₂ O	10.0
Solution B: Silicate stock solution (1 L)	
Na ₂ SiO ₃ ·9H ₂ O	33.0
Solution C: Trace metal stock solution (1 L)	
CuSO ₄ ·5H ₂ O	1.96
ZnSO ₄ ·7H ₂ O	4.40
Ma ₂ MoO ₄ ·2H ₂ O	1.26
MnCl ₂ ·4H ₂ O	36.0
CoCl ₂ ·6H ₂ O	2.0
Solution D: Vitamins stock solution (1 L)	
Vitamin B ₁	0.4
Vitamin B ₁₂	0.002 mg
Biotin	0.10 mg

To prepare the culture medium for *C. calcitrans*, simply add 2 mL of solutions A and B and 1 mL of solutions C and D in 1 L of fresh seawater.

References

- [1] S.Y. Chiou, W.W. Su, Y.C. Su, Optimizing production of polyunsaturated fatty acids in *Machantia polymorpha* cell suspension culture, *J. Biotechnol.* 85 (2001) 247–257.
- [2] I. Liang, Growth response of *Chaetoceros calcitrans* (Bacillariophyceae) in batch culture to a range of initial silica concentrations, *Mar. Biol.* 5 (1) (1985) 37–41.
- [3] Y.K. Lee, C.S. Low, Effect of photobioreactor inclination on the biomass productivity of an outdoor algal culture, *Biotechnol. Bioeng.* 38 (1991) 995–1000.
- [4] E.M. Grima, A.S. Sanchez Perez, F.G. Camacho, J.L. Garcia Sanchez, F.G. Acien Fernandez, D.L. Alonso, Productivity analysis of outdoor chemostat culture in tubular air-lift photobioreactors, *J. Appl. Phycol.* 8 (4–5) (1996) 369–380.
- [5] A. Richmond, N. Zou, Efficient utilisation of high photon irradiance for mass production of photoautotrophic micro-organisms, *J. Appl. Phycol.* 11 (1999) 123–127.
- [6] J.C. Merchuk, N. Ladwa, A. Cameron, M. Bulmer, I. Berzin, A.M. Pickett, Liquid flow mixing in concentric tube air-lift reactors, *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 66 (1996) 174–182.
- [7] J.C. Merchuk, M. Ronen, S. Geris, S. Arad, Light/dark cycles in the growth of the red microalga *Porphyridium* sp., *Biotechnol. Bioeng.* 59 (1998) 705–713.
- [8] R.R.L. Guillard, Culture of phytoplankton for feeding marine invertebrates, in: W.L. Smith, M.H. Chanley (Eds.), *Culture of Marine Invertebrates Animal*, Plenum Press, New York, 1975, pp. 15–41 (for general algae culture techniques).
- [9] J. Stein, *Handbook of Phycolological Methods: Culture Methods and Growth Measurements*, Cambridge University Press, London, 1973, p. 448 (for general algal culture).
- [10] A. Sukenik, P.G. Falkowski, J. Bennett, Potential enhancement of photosynthetic energy conversion in algal mass culture, *Biotechnol. Bioeng.* 30 (1987) 970–977.
- [11] I.R. Davison, Environmental effects on the algal photosynthesis: temperature, *J. Phycol.* 27 (1991) 2–8.
- [12] J. Vymazal, *Algae and Element Cycling in Wetlands*, CRC Press Inc., Boca Raton, Florida, 1994.
- [13] Y. Huang, G.L. Rorrer, Optimal temperature and photoperiod for the cultivation of *Agardhiella subulata* microplantlets in a bubble-

- column photobioreactor, *Biotechnol. Bioeng.* 79 (2) (2002) 135–145.
- [14] J.C. Merchuk, Y. Stein, Local hold-up and liquid velocity in airlift reactors, *AIChE J.* 27 (3) (1981) 377–388.
- [15] M. Gavrilescu, R.Z. Tudose, Modelling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors, *J. Chem. Eng.* 69 (1998) 85–91.
- [16] H.L. Tung, C.C. Tu, Y.Y. Chang, W.T. Wu, Bubble characteristics and mass transfer in an airlift reactor with multiple net draft tubes, *Bioprocess Eng.* 18 (1998) 323–328.
- [17] G.P.B. Samonte, C.C. Espergadera, R.D. Caturao, Economics of microalgae (*Chaetoceros calcitrans*) production using the multi-step method in the Philippines, *Aquaculture* 112 (1) (1993) 39–45.

ภาคผนวก 2

“Hydrodynamics and mass transfer behavior in multiple draft tube airlift contactors” Nalinee Tunthikul, Porntip Wongsuchoto, Prasert Pavasant, Korean J. Chem. Eng., 23 (6) (2006), 881-887

Hydrodynamics and mass transfer behavior in multiple draft tube airlift contactors

Nalinee Tunthikul, Porntip Wongsuchoto and Prasert Pavasant*

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University, Bangkok, 10330, Thailand

(Received 23 February 2006 • accepted 14 July 2006)

Abstract—The draft tube configuration significantly affected the performance of an airlift contactor. The multiple draft tube configuration was demonstrated to give a better gas-liquid mass transfer when compared with a conventional one-draft-tube system. The airlift with a larger number of draft tubes allowed a higher level of bubble entrainment, which rendered a high downcomer gas holdup. This resulted in a higher overall gas holdup in the contactor. Liquid velocity was also enhanced by increasing the number of draft tubes. The ratio between downcomer and riser cross sectional areas, A_d/A_r , had a great effect on the system performance, where a larger A_d/A_r led to a lower downcomer liquid velocity and smaller quantity of gas bubbles being dragged into the downcomer. This resulted in low gas holdup, and consequently, low gas-liquid interfacial mass transfer area, which led to a reduction in the overall volumetric mass transfer coefficient. The presence of salinity in the system drastically reduced the bubble size and subsequently led to an enhancement of gas entrainment within the system. As a result, higher gas holdups and gas-liquid interfacial area were observed, and hence, a higher rate of gas-liquid mass transfer was obtained.

Key words: Bubble, Reactor, Salinity, Gas Holdup, Liquid Velocity

INTRODUCTION

The airlift contactor is a pneumatic device with potential to be further developed for many applications especially in the biotechnological industry [Camacho et al., 2001; Mirón et al., 2003; Jianping et al., 2005; Krichnavanuk et al., 2005; Silapakul et al., 2005]. Past studies which examined large-scale airlift contactors were mostly performed in a conventional airlift configuration with small diameter (column diameter not larger than 45 cm) [Koide et al., 1984; Merchuk et al., 1994; Russell et al., 1994; Shamlou et al., 1995; Choi et al., 1996]. The development of actual airlift applications requires fundamentals on the performance of large scale systems whose behavior could be much different from laboratory scale experiments. For instance, Heijnen et al. [1997] demonstrated that faster liquid velocity was obtained in a large scale airlift (4.5 m diameter, 284 m³ volume) operated within the same conditions with a small system (0.2 m diameter, 0.4 m³ volume). This was attributed to the lower wall friction generated in the larger scale airlift contactors than the smaller systems. This finding agreed well with that reported by Blažej et al. [2004] who also stated that gas holdup increased with an increase in reactor scale under the same operating condition.

Our experience [Wongsuchoto and Pavasant, 2004] revealed that it was difficult to obtain good distribution of bubbles in an airlift with large riser due to the existence of internal liquid circulation in the riser itself. Therefore, a multiple draft tube airlift system was hereby proposed as a potential configuration that could facilitate the design and operation of such large-scale airlift reactors. In the multiple draft tube configurations, each draft tube was connected with individual gas sparger that helped distribute gas bubbles within the contactor, and hence, the gas-liquid mass transfer was improved. Due to the ease of construction, Jianping et al. [2005] recently re-

ported success in applying a multiple draft tube, large scale, airlift bioreactor for nitrification reaction.

Experiments in this work were performed in a 170 L airlift contactor with 0.69 m in column diameter. Three configurations of draft tubes—single (conventional type), three, and four draft tubes—were compared in terms of hydrodynamic and mass transfer properties. Three ratios between downcomer and riser cross sectional areas (1.27, 2.03 and 2.82) were examined with the superficial gas velocity varied in the range from 0.4 to 2 cm/s. The effect of salinity on the performance of the system was also determined.

EXPERIMENTAL

1. Apparatus Setup

Experiments were carried out in a large-scale internal-loop airlift with a working volume of 0.17 m³. The setup of the airlift system is shown in Fig. 1 (one draft tube configuration). The airlift column (or tank) and draft tubes were made of transparent acrylic plastic in

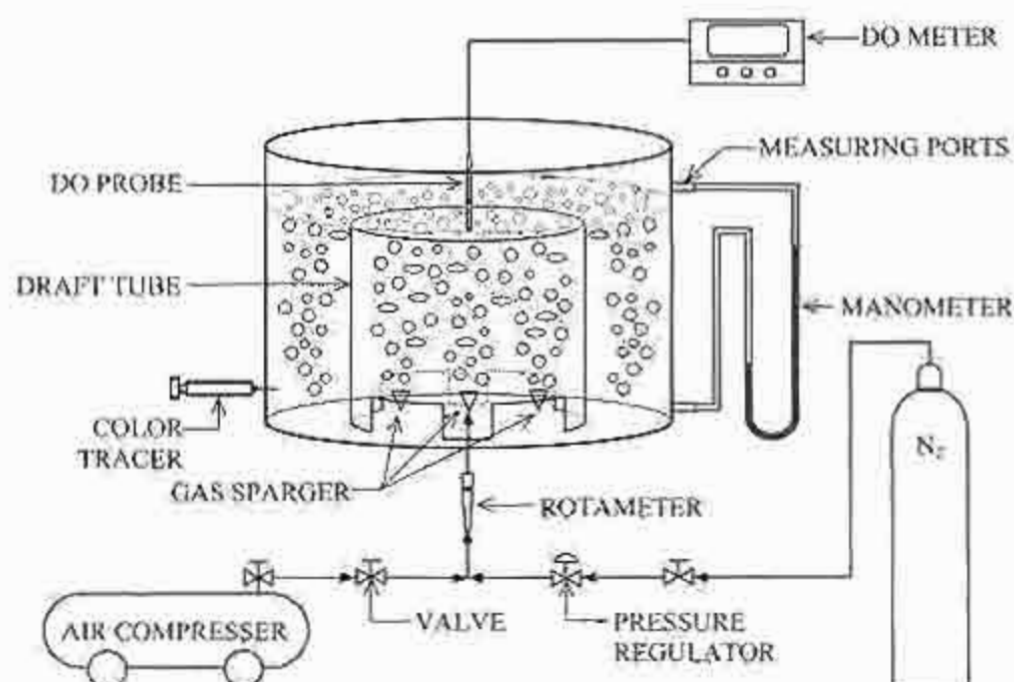


Fig. 1. Experimental setup.

*To whom correspondence should be addressed.

E-mail: prasert.p@chula.ac.th

Table 1. Specifications of airlift contactors

Ref. no.	N_{DT}	D_{DT} (m)	A_d/A_r (-)	Description
ALC-1	1	0.40	2.03	Single draft tube
ALC-2	3	0.23	2.03	Three draft tubes
ALC-3	4	0.23	1.27	Four draft tubes
ALC-4	4	0.20	2.03	Four draft tubes
ALC-5	4	0.18	2.82	Four draft tubes

order to facilitate the observation. The main column was cylindrical with a diameter of 69 cm and a height of 56.5 cm, and was equipped with measuring ports for the measurement of pressure drop, which was used to determine the downcomer gas holdup, ϵ_{gd} . Draft tubes with a height of 40 cm were installed in the column where a clearance between the column base and the bottom of the draft tube was fixed at 5 cm. Several configurations of draft tubes, i.e., the number of draft tube and their sizes, as indicated in Table 1, were investigated. Experiments were operated in a semi-batch operation where a continuous air flow was supplied through porous spargers installed in the middle of each draft tube into the liquid-filled column. The unaerated liquid height was controlled at 7 cm above the top of draft tubes. For all experiments, the gas flow rate was regulated by calibrated rotameters and measured in terms of superficial velocity, u_{gs} (in the range of 0.4–2 cm/s). The experiments were operated with either tap water or seawater as liquid phase. A salinity level of the seawater in the range from 15 to 45 ppt was investigated.

2. Measuring Methods

2-1. Gas Holdups

The overall gas holdup, ϵ_{go} , was determined by the volume expansion method, while the downcomer gas holdup, ϵ_{gd} , was estimated by measuring the pressure difference between the two measuring ports of the column via a U-tube manometer. The riser gas holdup, ϵ_{gr} , was computed from the overall and downcomer gas holdups. Details of the measurement as provided in Choi et al. [1996]

should be consulted.

2-2. Liquid Velocity

Liquid velocity was measured by using the tracer injection method [Gopal and Sharma, 1982]. The pressure taps were employed as injection points of the color tracer and the traveling time of color tracer between the two points in the contactor was measured for the calculation of liquid velocity.

2-3. Gas-liquid Mass Transfer

The overall volumetric mass transfer coefficient ($k_L a$) was determined by the dynamic method [Wongsuchoto and Pavasant, 2004]. A dissolved oxygen meter (Jenway 9300) was used to record the changes in concentration of O_2 in a batch of liquid that had previously been freed of O_2 by bubbling through with N_2 .

RESULTS AND DISCUSSION

1. Influence of Configuration on Airlift Contactor Performance

Three configurations of airlift contactors were investigated: ALC-1 (1 draft tube), ALC-2 (3 draft tubes), and ALC-4 (4 draft tubes). A schematic diagram of the airlift systems with various designs of draft tubes is shown in Fig. 2. In this section, all airlifts had the same downcomer to riser cross sectional area ratio (A_d/A_r) of 2.03 and salinity of 30 ppt. Note that it was difficult to have the two draft tubes configuration as the resulting downcomer area would be highly uneven.

1-1. Effect of Airlift Configuration on Gas Holdups

From the experimental results depicted in Fig. 3(a), ALC-1 occupied the lowest overall gas holdup. Higher gas holdup was observed as the number of draft tubes increased (ALC-2 and ALC-4). Similar findings were noticed for downcomer and riser gas holdups as displayed in Figs. 3(b) and (c), respectively. Visual observation suggested that bubble size was slightly larger in ALC-1 than those in ALC-2 and ALC-4, respectively. These slightly large bubbles might be the result of the bubble coalescence due to the self-contact between individual bubbles. Our previous report [Wongsu-

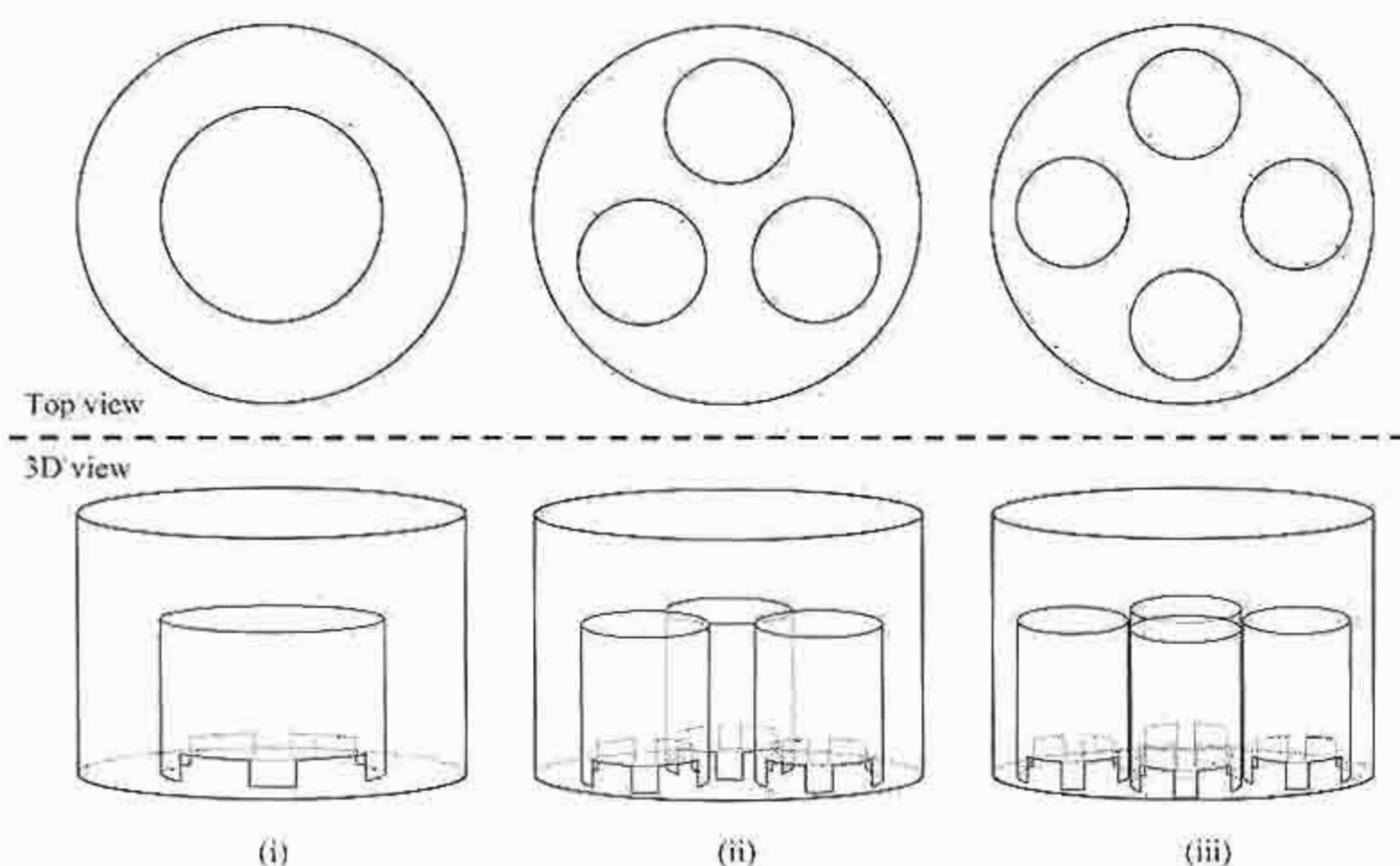


Fig. 2. Airlift configurations: (i) one draft tube, (ii) three draft tubes, (iii) four draft tubes.

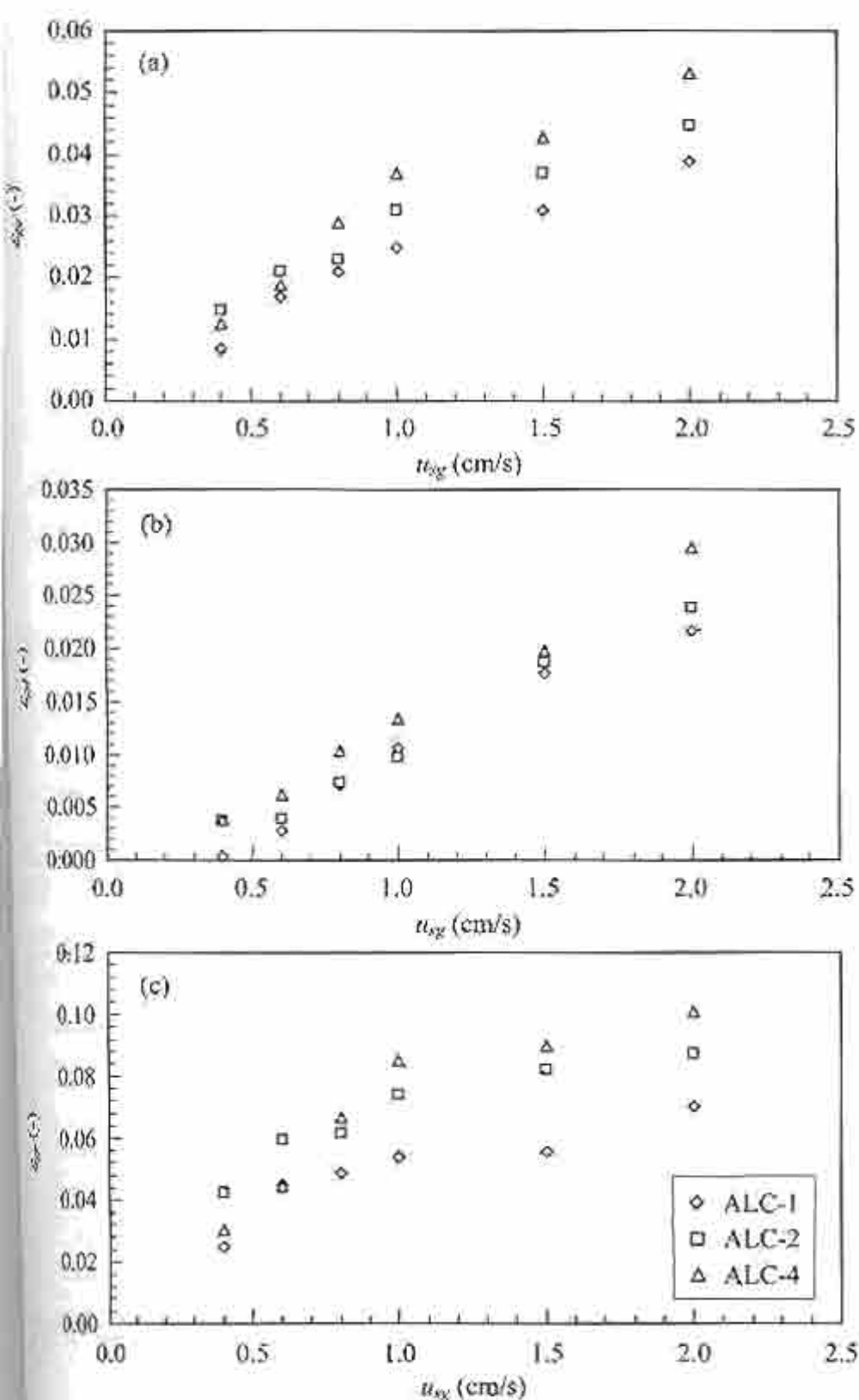


Fig. 3. Effect of airlift configurations on gas holdups ($A_d/A_r=2.03$, SW30).

photo and Pavasant, 2004] showed that, in a system with a large riser, the local internal liquid circulation (within the riser itself) would play a significant role in controlling the hydrodynamics in the reactor. This local internal circulation might promote bubble collision and coalescence leading to large bubbles which could escape from the liquid surface more easily than small ones, and therefore a smaller riser gas holdup became apparent. In ALC-4, the four draft tube configuration provided more connecting area between downcomer and riser, which allowed easier recirculation of bubbles between these two sections, and therefore a much larger fraction of small bubbles was entrained into the downcomer than those in ALC-1 and ALC-2. To clarify this point, the following equation was introduced for the calculation of the ratio between the circumference of the draft tube and the riser cross sectional area, ϕ :

$$\left. \begin{aligned} \phi &= 2\pi R / \pi R^2 \\ \phi_{ALC-1} &= 0.1013 \\ \phi_{ALC-2} &= 0.1939 \\ \phi_{ALC-4} &= 0.2000 \end{aligned} \right\} \quad (1)$$

where R is the radius of the draft tube, and ϕ represents the opportu-

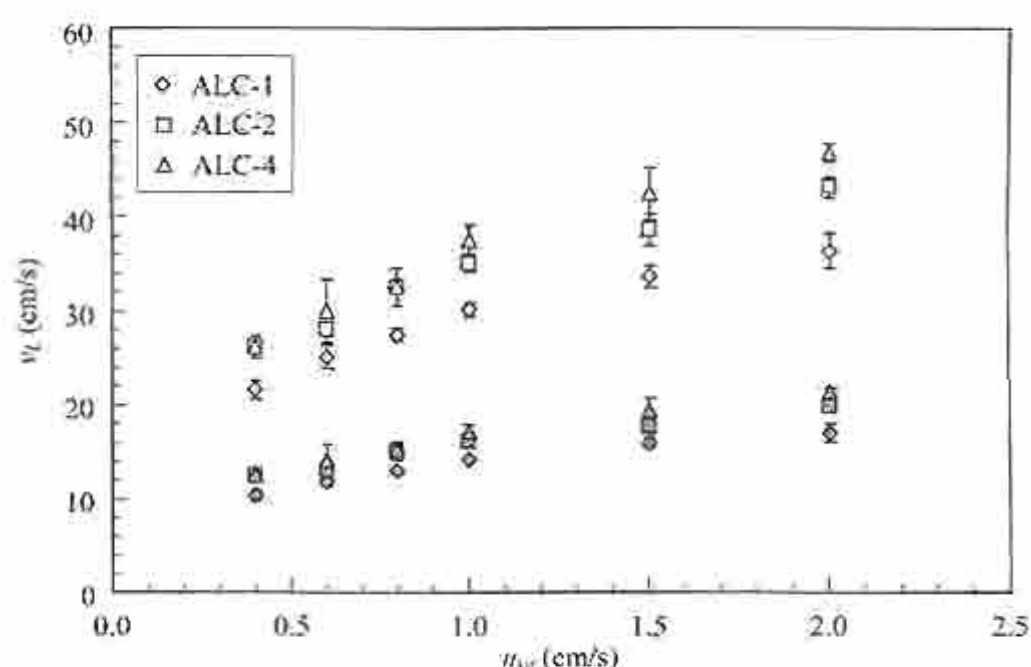


Fig. 4. Effect of airlift configurations on liquid velocities ($A_d/A_r=2.03$, SW30) (filled symbols for downcomer and empty symbols for riser).

nity for the small bubbles to be dragged down into the downcomer by the liquid flow. In ALC-1, ϕ was small, indicating that there was only a small chance that bubbles moved down in the downcomer, and therefore a large fraction of small bubbles left the system at the liquid surface instead. In ALC-4 on the other hand, ϕ was the largest, hence providing more chance of small bubbles to be dragged down into the downcomer and causing a higher level of downcomer gas holdup. In addition, it is generally known that gas bubbles can be entrained into the downcomer when liquid velocity in downcomer is greater than the terminal bubble rise velocity. In this case, the liquid velocity in ALC-4 was the greatest (Fig. 4), followed by those in ALC-2 and ALC-1 at the same level of u_{rg} , respectively, and hence, this supports the findings on gas holdups as described above.

1-2. Effect of Airlift Configuration on Liquid Velocity

Although larger bubbles generated in ALC-1 tended to move faster than small bubbles in ALC-2 and ALC-4, the large riser area caused significant internal recirculation within the riser itself [Wongsuchoto and Pavasant, 2004]. This behavior was similar to that of the bubble column which led to a low riser liquid velocity (Fig. 4). On the other hand, the highest riser liquid velocity can be achieved from ALC-4, the airlift with the smallest draft tube diameter (at the same A_d/A_r with ALC-1 and ALC-2). In ALC-4, each draft tube was only one-fourth of that in ALC-1. This small riser diameter facilitated better liquid movement between riser and downcomer zones, and less internal recirculation within the riser was observed.

1-3. Effect of Airlift Configuration on Overall Volumetric Mass Transfer Coefficient

Fig. 5 illustrates that the configuration or the number of draft tubes in the airlift system (with constant A_d/A_r) significantly influenced the level of $k_L a$. The airlift with one draft tube (ALC-1) was clearly shown to have an inferior level of $k_L a$ than the other two configurations, where the four draft tubes (ALC-4) was proven to exhibit the highest $k_L a$. It was previously shown that ALC-1 occupied the smallest quantity of air and also with the lowest liquid velocity. Low liquid velocity suggested that there was a rather low level of gas bubbles in the downcomer (as seen in Fig. 3). In addition, a large, single draft tube did not provide adequate space for the return of the gas bubbles as some of the gas bubbles, particularly if they were in the middle of the draft tube, would not be dragged down to the down-

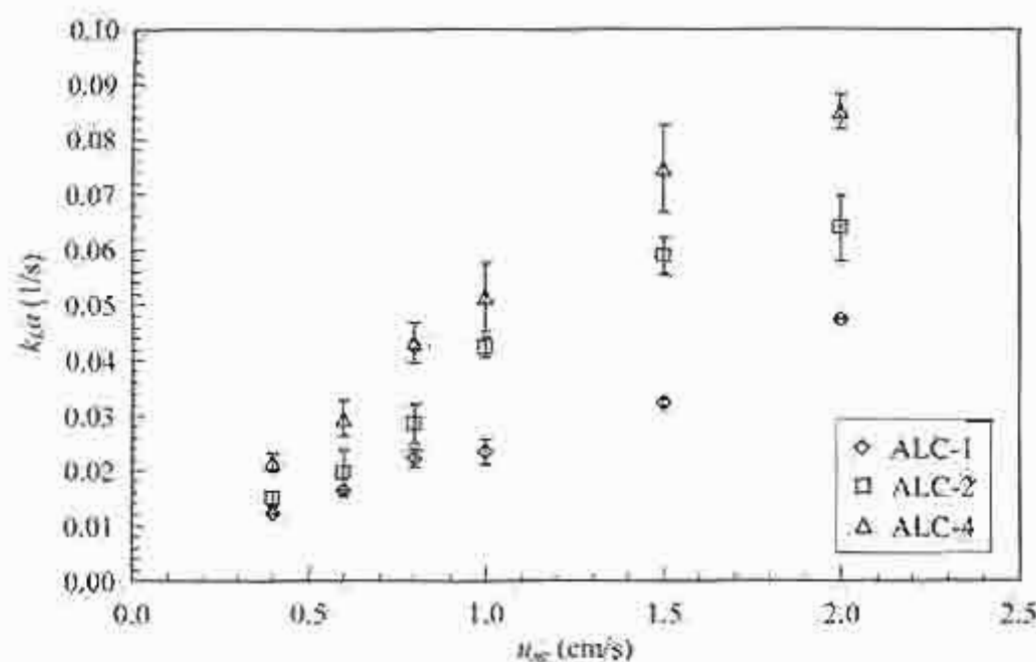


Fig. 5. Effect of airlift configurations on overall volumetric mass transfer coefficient ($A_d/A_r=2.03$, SW30).

comer but would leave the system at the liquid surface. In fact, the gas-liquid mass transfer depends more significantly on the riser gas fraction as it was still fresh with high oxygen content which enhanced the driving force for the transfer between gas and liquid. However, since the system employed in this work was rather short with a height of only 47 cm, gas bubbles in the downcomer were therefore still enriched in oxygen and could play a significant role in interfacial mass transfer. Hence, the loss of gas bubbles indicated the loss of total interfacial area between gas and liquid required for mass transfer, and therefore a lower $k_L a$ could be well observed. Next, it seemed that bubble size in ALC-1 was found to be larger than those in other configurations. This might be due to a greater coalescence of bubbles. These two reasons led to a reduction of specific mass transfer area (a) in the system and, consequently a decrease of $k_L a$. In short, it can be concluded that, in case of a multiple draft tube configuration, an increase in the number of draft tubes enhanced the contacting surface between riser and downcomer, and thus, a large quantity of gas was able to recirculate within the system, leading to high interfacial area for mass transfer.

2. Influence of Downcomer to Riser Cross-sectional Area Ratio on Airlift Performance

Only the system with four draft tubes was selected for the investigation in this section as they were demonstrated to have the best performance with respect to the gas-liquid mass transfer. The details for the various configurations of the airlift contactor employed in this section are illustrated in Table 1: ALC-3, ALC-4, ALC-5.

2-1 Effect of A_d/A_r on Gas Holdups

Fig. 6 demonstrates the influence of A_d/A_r on gas holdup where the operation with the largest downcomer (corresponding to A_d/A_r of 2.82 or ALC-5) was found to provide the lowest gas holdup in all regions of the airlift. As A_d/A_r became smaller, gas holdup increased. This was because bubbles seemed to be stream-lined and moved at a faster speed to the liquid surface in the system with large A_d/A_r (small riser), and therefore tended to leave the system instead of moving down the downcomer. This resulted in low gas holdup. In addition, Fig. 7 demonstrates that the liquid also moved faster in ALC with large A_d/A_r , and facilitated the disengagement of the bubbles as each bubble would have high velocity in riser. On the other hand, due to a large downcomer area, downcomer liquid velocity was rather low and was not enough to bring the bubbles down-

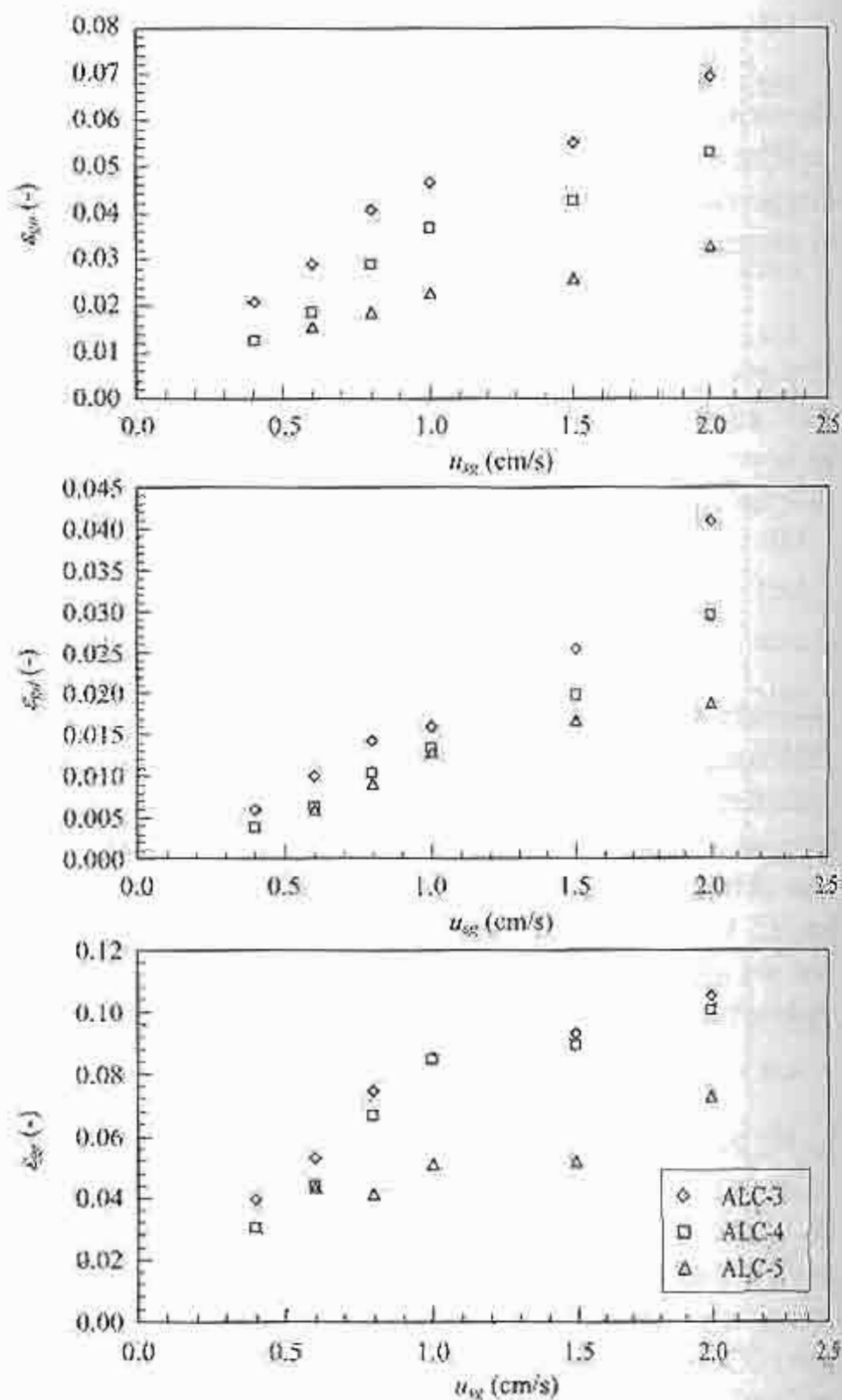


Fig. 6. Effect of A_d/A_r on gas holdups (SW30).

wards. As a result, a large fraction of gas bubbles were separated from the system at the top part. Hence, low level of gas holdup, both overall and in the downcomer, became obvious. On the other hand, in the system with smaller downcomer, such as ALC-3 and ALC-4, a faster downcomer liquid movement was obtained. This high liquid velocity induced more entrainment of gas bubbles into the downcomer, which enhanced the gas holdup in the downcomer and in the overall system.

2-2. Effect of A_d/A_r on Liquid Velocity

Fig. 7 demonstrates that, although the riser liquid velocity increased with an enlarged A_d/A_r , the downcomer liquid velocities exhibited a reverse trend. The greatest value of downcomer liquid velocity was observed in the system with the smallest A_d/A_r (ALC-3), and the greatest riser velocity was in ALC-5. As the riser was rather small in ALC-5, gas bubbles seemed to be streamlined at the center of the draft tube and moved upwards at a very high speed. This induced high liquid velocity through energy and momentum transfer. As the liquid reached the top of the draft tube, it re-entered the system at the downcomer which was large in size. A mass balance showed that, with an enlarged entrance, the downcomer liquid velocity was quite low. In ALC-3, on the other hand, the reverse phe-