



บทที่ 2

ทฤษฎีและผลงานวิจัยในอ็อก

2.1 ระบบการไหลในคอลัมน์ (flow regimes in column)

ในเครื่องปฏิกรณ์คอลัมน์ฟองก๊าซ (bubble column reactors) ระบบพลศาสตร์ของไหล (hydrodynamic) การส่งถ่ายและการผสมเป็นคุณสมบัติที่มีความสำคัญ เช่น เกี่ยวกับความดันตกและก๊าซค้าง พื้นผิวสัมผัส (interfacial area) ระหว่างสถานะของของไหล และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสาร (mass transfer coefficient) จะขึ้นกับระบบการไหลในคอลัมน์ทั้งนั้น

Hetroni (1982) ได้แบ่งลักษณะการไหลของฟองก๊าซในคอลัมน์ 5 อย่าง

คือ (1) การไหลเป็นฟอง (bubbly flow หรือ quiescent bubbling)

การไหลแบบนี้ให้ขนาดของฟองก๊าซที่มีขนาดใกล้เคียงกันและของเหลวที่ไหลเข้าคอลัมน์ไหลแบบต่อเนื่อง Wallis (1969) แจ้งว่าการไหลแบบนี้จะเกิดขึ้นเมื่อความเร็วไหลผ่านของก๊าซ (superficial gas velocity) น้อยกว่า 0.05 เมตรต่อวินาที Lockett และ Kirkpatrick (1975) ได้แสดงให้เห็นว่าการไหลของฟองก๊าซลักษณะนี้ใช้ได้ จนกระทั่งถึงค่าความดันในคอลัมน์สูงขึ้นถึงร้อยละ 66

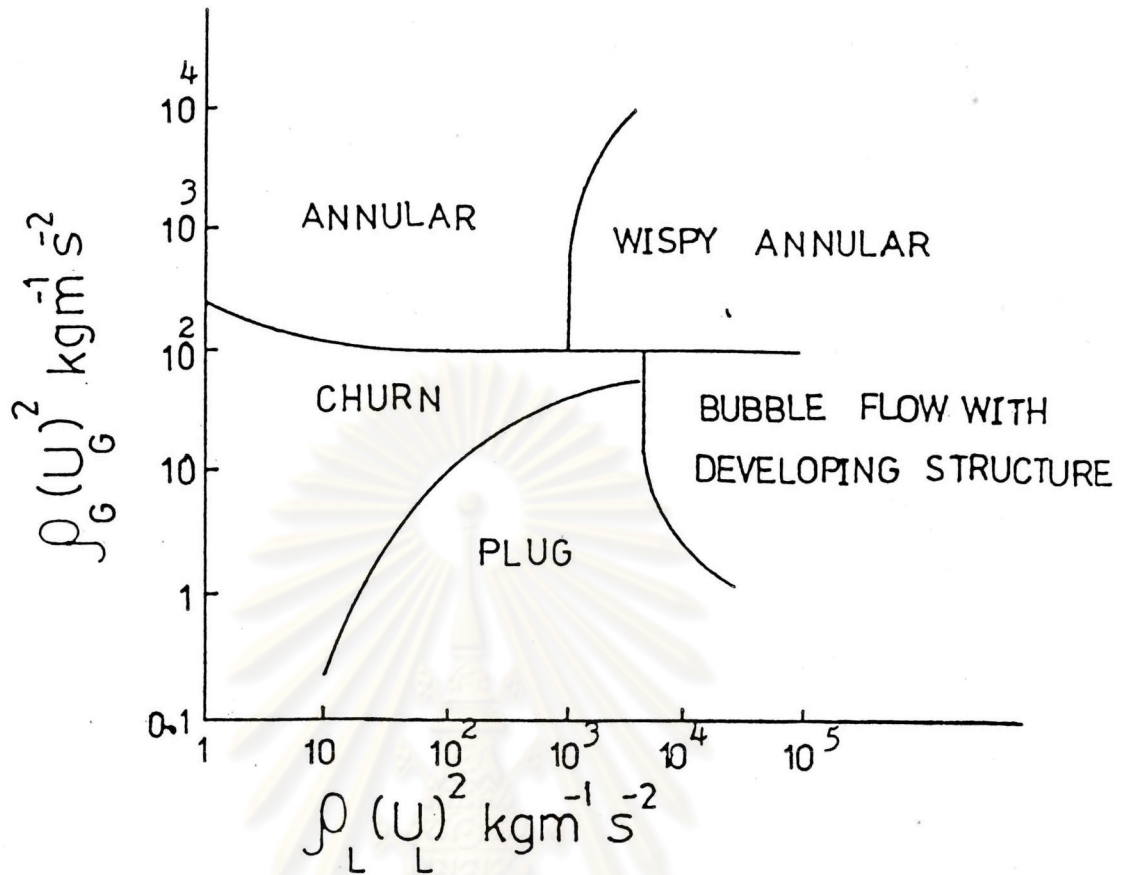
(2) การไหลแปรปรวน (churn turbulent regime หรือ heterogeneous regime) เมื่อความเร็วของก๊าซมีมากขึ้นจะทำให้ลักษณะการกระจายของฟองก๊าซในของเหลวที่มีการไหลเป็นฟองคงที่กลายเป็นฟองคงที่แล้วไม่สามารถคงลักษณะนั้นไว้ได้ ทำให้ฟองก๊าซมีขนาดแตกต่างกันมาก และการไหลไม่มีลักษณะที่สัมพันธ์กันไว้ ฟองก๊าซที่มีขนาดใหญ่จะเคลื่อนที่ขึ้นด้วยความเร็วที่สูงพร้อมกับมีฟองก๊าซขนาดเล็กเกิดขึ้นพร้อมกัน (Hills และ Darton, 1976) ฟองขนาดใหญ่จะมีรูปร่างกลมคล้ายลูกบอล ฟองขนาดใหญ่ที่มีความเคลื่อนไหวสูงและมีผิวสัมผัสกับของเหลวไม่คงที่ ฟองก๊าซขนาดใหญ่อาจมีเส้นผ่านศูนย์กลางถึง 0.15 เมตร

(3). การไหลแบบหัวกระสุน (slug flow) โดยเฉพาะในคอลัมน์ที่มีขนาดเล็กๆ ถ้าให้อัตราการไหลเข้าของก๊าซสูง จะเกิดการรวมตัวของฟองก๊าซ (bubble coalescence) ทำให้เกิดเป็นฟองก๊าซที่มีขนาดใหญ่ขึ้นจนมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใกล้เคียงกับคอลัมน์ ฟองก๊าซขนาดใหญ่มีรูปร่างคล้ายหัวกระสุน (bullet - shaped bubbles) ส่วนของเหลวไหลลงทางขอบรอบๆ ฟองก๊าซเป็นฟิล์มไหลลงมา (falling film) ทั้งๆที่ในบางครั้งของเหลวและฟองก๊าซมีทิศทางไหลรวม (net flow) ขึ้นไปด้วยกัน การไหลแบบนี้จะเห็นได้ในคอลัมน์เส้นผ่านศูนย์กลางไม่เกิน 0.15 เมตร

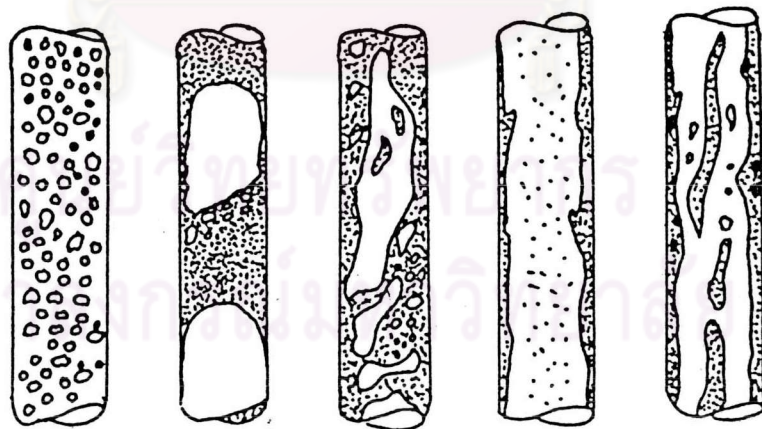
(4). การไหลแบบวงแหวน (annular flow) ของเหลวที่ไหลตามผนังของคอลัมน์มีลักษณะเป็นฟิล์ม ก๊าซไหลเข้าบริเวณกลางๆ คอลัมน์พร้อมกันนั้น มีฝอยเล็กๆ ของของเหลวกระจายไปทั่วตามเส้นแนวศูนย์กลางของคอลัมน์ ในบางครั้งก๊าซอาจจะเข้าไปเกิดเป็นฟองบนฟิล์มของเหลวนั้น

(5). การไหลแบบวงแหวนเป็นหย่อม (wispy annular flow) ถ้าหากอัตราการไหลของของเหลวเพิ่มมากขึ้น ทำให้จำนวนหยกของเหลวในบริเวณกลางคอลัมน์มีมากขึ้นจนทำให้ฝอยของเหลวเหล่านั้นรวมตัวกันเป็นหยก (droplet coalescence) ทำให้เกิดเป็นแกนของเหลวในแกนกลาง (gas core) ของคอลัมน์ การไหลลักษณะนี้เกิดขึ้นเมื่อของเหลวมีมวลสูง

Hewitt และ Roberts (1969) ได้ทำแผนผังการไหลของของไหลในแนวตั้ง (vertical flow) แผนผังการไหลของ Hewitt และ Roberts แสดงในรูป ฟลักส์โมเมนตัมการไหลผ่าน (superficial momentum fluxes) ของทั้งสองเฟส กล่าวคือ $\rho_L U_L^2$ กับ $\rho_G U_G^2$ ดังภาพที่ 1 เพื่อแสดงว่าการไหลมีลักษณะเช่นไร ที่ค่าฟลักส์โมเมนตัมการไหลผ่านระหว่างของเหลวและก๊าซ



รูปที่ 1 ฉักการไหล (Hewitt และ Robert, 1969)



bubble flow slug flow churn flow annular flow wispy annular flow

รูปที่ 2 ลักษณะการไหลในคอลัมน์ (Hewitt และ Robert, 1969)

2.2 การ เกิดฟองก๊าซ

ก๊าซไหลเข้าสู่คอลัมน์โดยผ่านท่อกระจายก๊าซ ซึ่งอยู่ในส่วนล่างของคอลัมน์และฝังตัวจมอยู่ในสารละลาย สารละลายนี้อาจจะเป็นสารละลายบีพีเฟอรหรือสารละลายบีพีเฟอรกับโซ่ เคียมคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส ก๊าซที่ถูกขึ้นจากรูกระจายก๊าซเล็กๆเกิดเป็นฟองที่มีลักษณะต่างๆกัน ขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของสารละลายแต่ละอย่างและตัวกระจายก๊าซ

Calderbank (1967) ได้ศึกษาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลจากฟองก๊าซในของเหลวนิวโทเนียนและในสารละลายโซ่เคียมคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส นอกจากนี้ยังได้ศึกษาถึงขนาด ลักษณะการลอยตัว และความเร็วของฟองก๊าซ ทั้งนี้ Calderbank ได้ทดลองในคอลัมน์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.1 เมตร สรุปได้ว่า

2.2.1 รูปร่างของฟองก๊าซ

Calderbank ได้คัดเลือกรูปภาพของฟองก๊าซมาแสดงถึงรูปที่ 3 แสดงให้เห็นว่ารูปร่างของฟองก๊าซที่เกิดในน้ำแตกต่างกับฟองก๊าซที่เกิดในของเหลวที่หนืดมาก ปรากฏว่าอัตราส่วนความกว้างต่อความสูง เรียกว่า eccentricity ของฟองก๊าซลดลงเมื่อความหนืดของสารละลายเพิ่มมากขึ้น และในของเหลวที่หนืดจะปรากฏปลายแหลมของฟองก๊าซด้วย ทั้งนี้ในฟองก๊าซที่เกิดในสารละลายโซ่เคียมคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลสที่มีความเข้มข้นร้อยละ 0.5 1 และ 1.5 โดยน้ำหนัก รัศมีของความโค้ง (radius of curvature) ของฟองก๊าซจะเปลี่ยนแปลงเมื่อฟองก๊าซเปลี่ยนรูปทรงจากฟองรูปไข่เป็นฟองครึ่งทรงกลม

ค่า eccentricity ของฟองก๊าซแสดงอยู่ในภาพที่ 4 ส่วนภาพที่ 5 แสดงพื้นที่ของผิวฟองก๊าซที่เกิดในคอลัมน์

2.2.2 ความเร็วของการลอยตัวของฟองก๊าซ

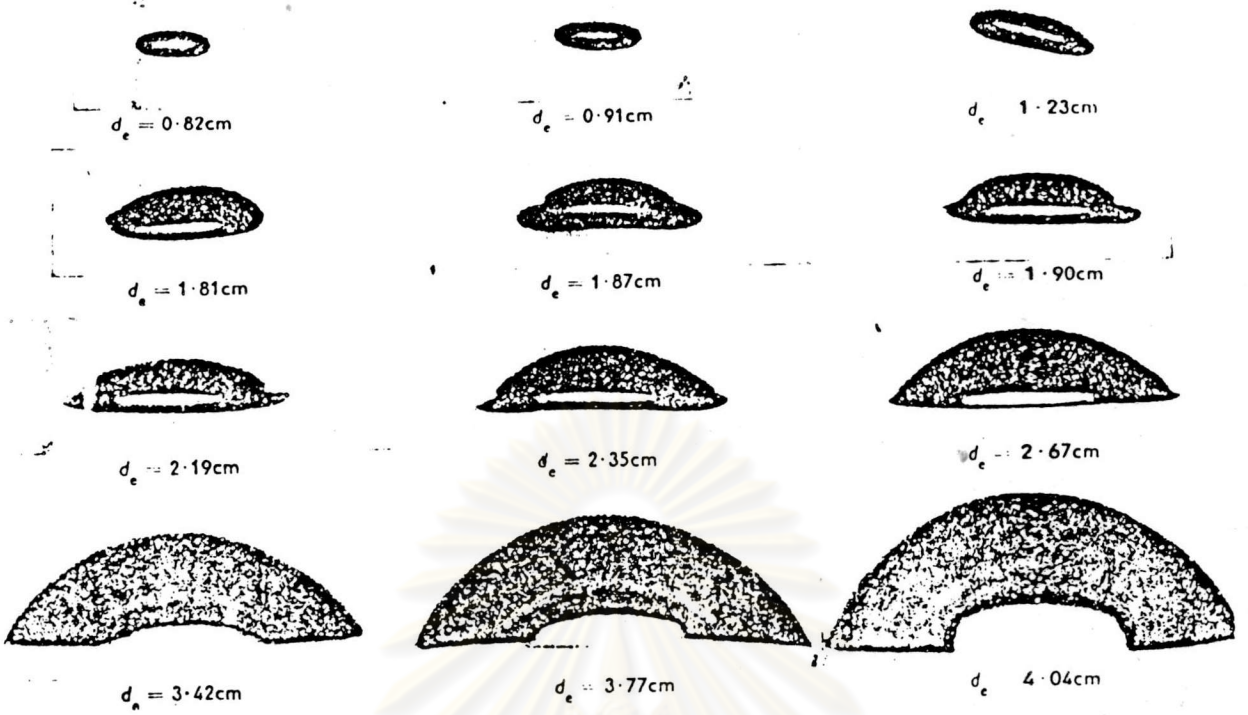
ความเร็วของการลอยตัวของฟองก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในน้ำและในสารละลายโซ่เคียมคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส ร้อยละ 3 โดยน้ำ

หนัก ซึ่งศึกษาโดย Calderbank ได้แสดงอยู่ในรูปที่ 6 ก. และ 6 ข. เนื่อง
จากผนังคอลลิมน์ (wall effect) จึงทำให้ความเร็วของฟองก๊าซที่มีขนาดใหญ่
มีความเร็วช้าลงจนเข้าใกล้สมการการไหลแบบหัวกระสุน ซึ่งพิสูจน์โดย
Dumetriscu Calderbank ได้ศึกษาหาความเร็วลยตัวของฟองก๊าซในคอลลิมน์
ที่กว้างมากจนไม่มีผลกระทบจากผนังคอลลิมน์ ฟองก๊าซที่เกิดขึ้นมีขนาดของฟองโต
ขึ้นและมีรูปทรงหมวกแก๊ป (spherical-cap bubble) ผลที่ทดลองของ
Calderbank จะสอดคล้องกับผลที่ทดลองโดย Davies - Taylor

รูปที่ 6 ข. แสดงให้เห็นความเร็วลยตัวของฟองก๊าซที่มีขนาดเล็กจะ
มีความสัมพันธ์เชิงเส้นกับเส้นผ่านศูนย์กลางของฟอง แต่เมื่อเส้นผ่านศูนย์กลาง
ของฟองก๊าซมากขึ้นความเร็วลยตัวของฟองก๊าซจะค่อยๆคงที่



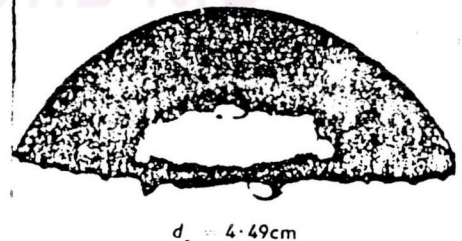
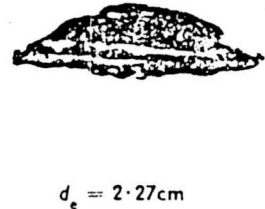
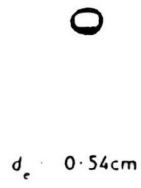
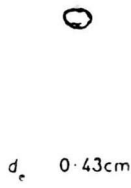
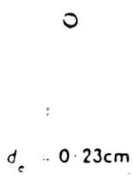
ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3 ก. รูปร่างของฟองก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายโซเดียมคาร์บอเนตซีเมตริคเซลลูโลส 1% (Calderbank, 1967)



รูปที่ 3 ข. รูปร่างของฟองก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายโซเดียมคาร์บอเนตซีเมตริคเซลลูโลส 3% (Calderbank, 1967)



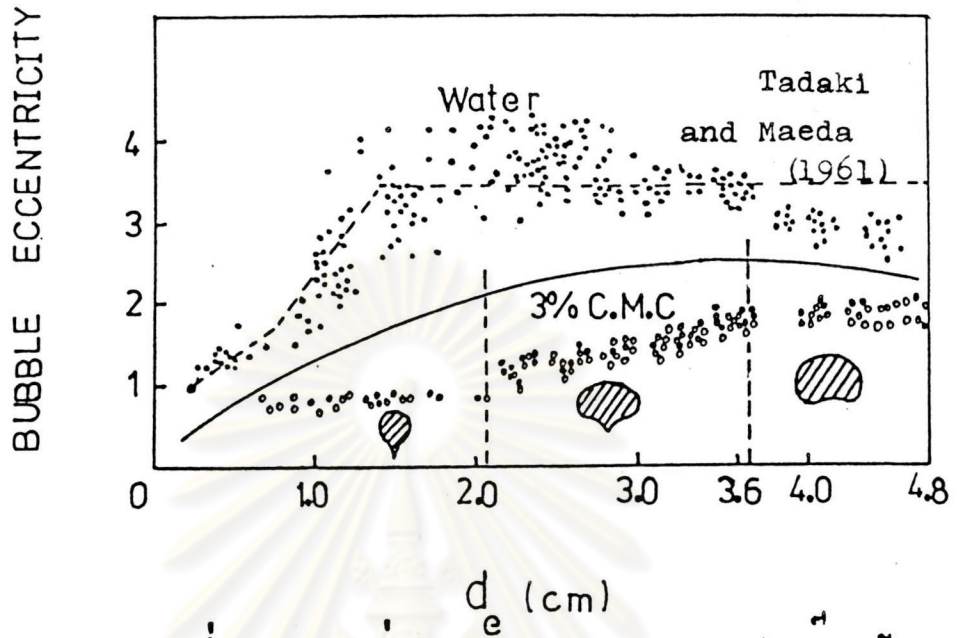
$d_c = 2.77\text{cm}$

$d_c = 3.67\text{cm}$

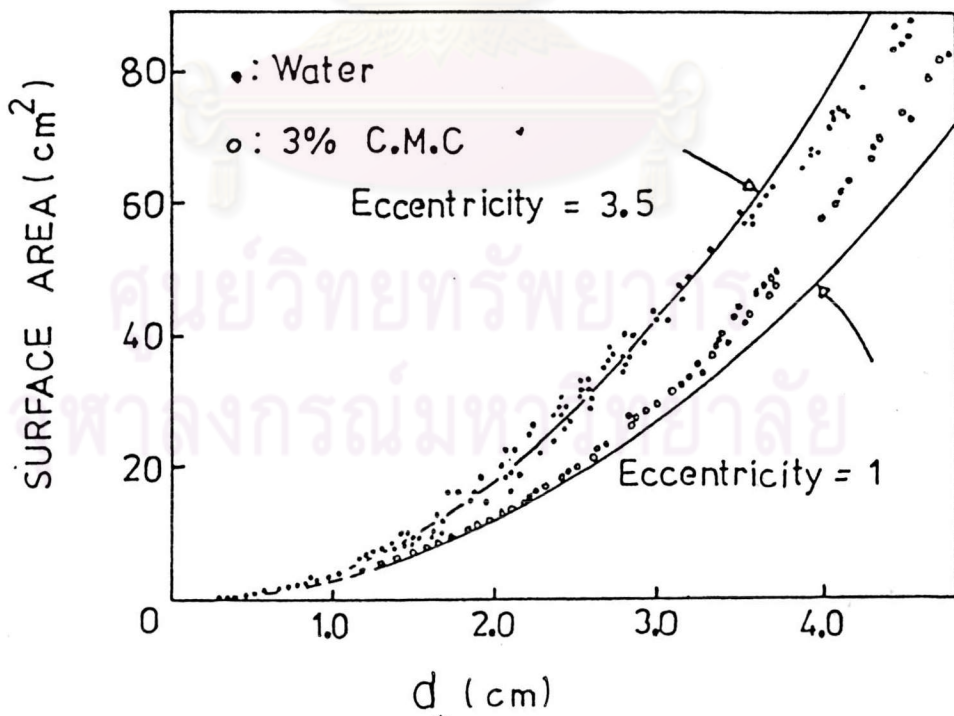
$d_c = 4.49\text{cm}$

รูปที่ 3 ค. รูปร่างของฟองก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในน้ำ (Calderbank, 1967)

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



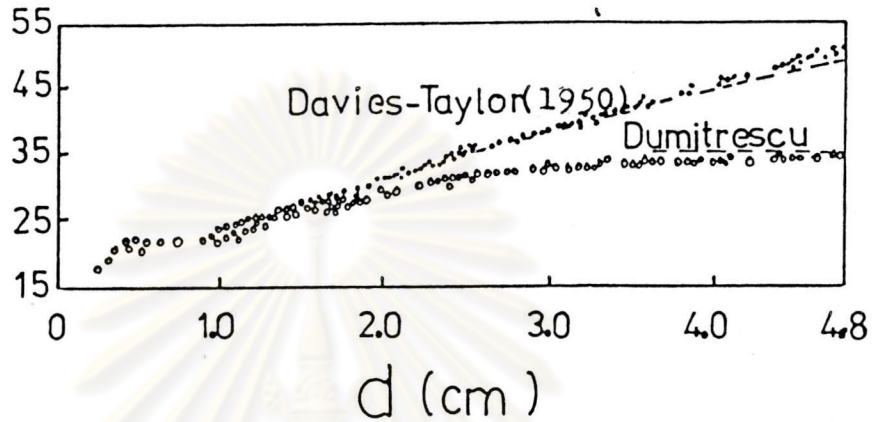
รูปที่ 4 แสดงค่า eccentricity ของฟองก๊าซกับเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของฟองก๊าซ (Calderbank , 1967)



รูปที่ 5 แสดงพื้นที่ผิวของฟองก๊าซกับเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของฟองก๊าซ (Calderbank , 1967)

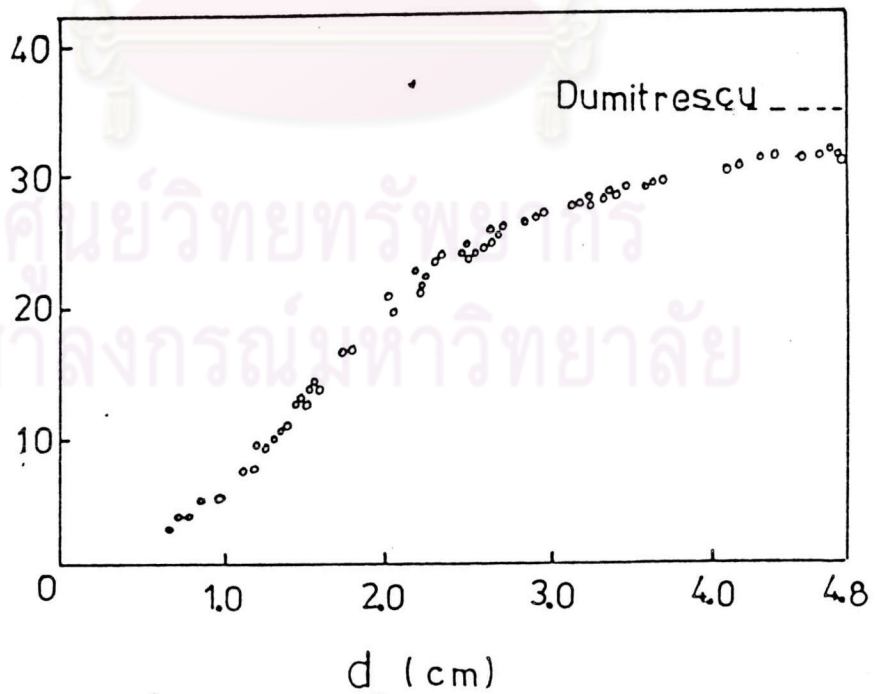
TERMINAL RISE VELOCITY (cm/s)

- : ทศลงในคอลัมน์เส้นผ่านศูนย์กลาง 4 นิ้ว
- : ทศลงในคอลัมน์ที่กว้างมาก



รูปที่ 6 ก. แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วลอยตัว กับเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของฟองก๊าซในน้ำ (Calderbank, 1967)

TERMINAL RISE VELOCITY (cm/s)



รูปที่ 6 ข. แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วลอยตัว กับเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของฟองก๊าซในสารละลาย DMC (Calderbank, 1967)

2.3 คุณสมบัติของของเหลว

สมบัติทางฟิสิกส์หลายอย่างเช่น แรงตึงผิว (surface tension) การแพร่กระจาย (diffusivity) และความหนืด (viscosity) มีผลต่อการถ่ายเทมวลสารของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เข้าสู่ของเหลวที่มีคุณสมบัติเป็น Newtonian และ non-Newtonian

ในของเหลวที่เป็น Newtonian fluid แรงเค้นเฉือน (shear stress) มีความสัมพันธ์เชิงเส้นกับอัตราเฉือน คือ

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{dU_x}{dy} = -\mu \dot{\gamma} \quad (1)$$

เมื่อ τ = แรงเค้นเฉือน (shear stress)

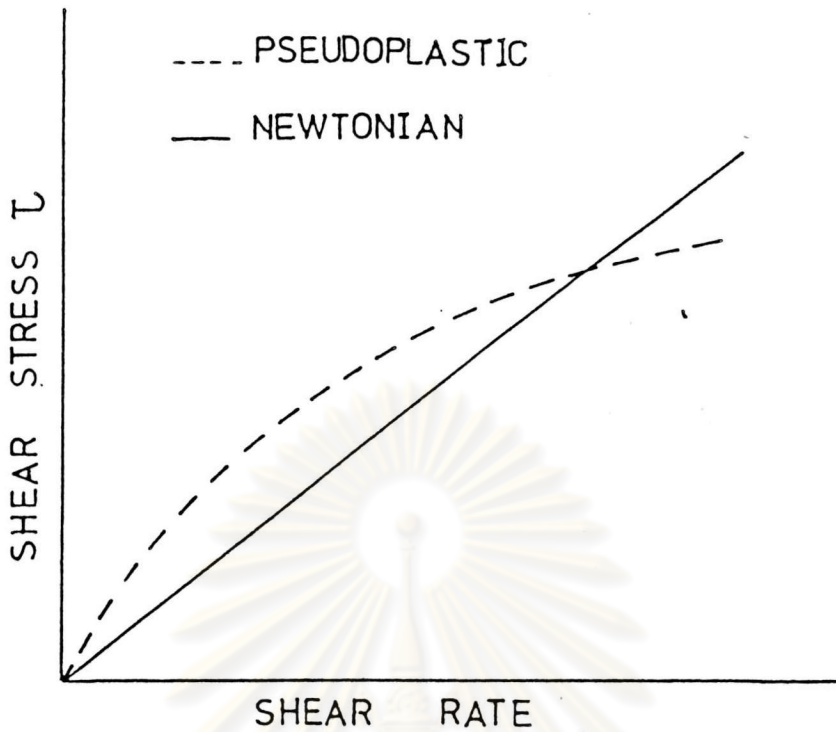
μ = ความหนืดของของเหลว

$\frac{dU_x}{dy}$ และ $\dot{\gamma}$ = อัตราเฉือน (shear rate)

ในของเหลวที่เป็น non-Newtonian ความสัมพันธ์ของอัตราเฉือนกับแรงเค้นเฉือนไม่ได้เป็นเชิงเส้น ลักษณะความสัมพันธ์ของอัตราเฉือนกับแรงเค้นเฉือนที่ใช้ในการแบ่งชนิดของเหลว non-Newtonian ดังในรูปที่ 7 ก. จะเห็นความสัมพันธ์ระหว่างแรงเค้นเฉือนและอัตราเฉือนของของเหลว Newtonian กับ pseudoplastic ของเหลวชนิด Newtonian มีค่าความชันคงที่ก็คือค่าความหนืดคงสมการที่ 1 ส่วนของเหลว pseudoplastic ความชันจะลดลงเมื่ออัตราเฉือนเพิ่มขึ้น ค่าความชันนั้นแสดงถึงความหนืดปรากฏ (apparent viscosity)

นอกจากของเหลว pseudoplastic แล้วยังมีของเหลวที่เป็น non-Newtonian คือ viscoplastic และ dilatant viscoplastic ยังแบ่งออกเป็น Bingham plastic กับ false body ซึ่งมีลักษณะของความสัมพันธ์แรงเค้นเฉือนกับอัตราเฉือนดังในรูปที่ 7 ข.

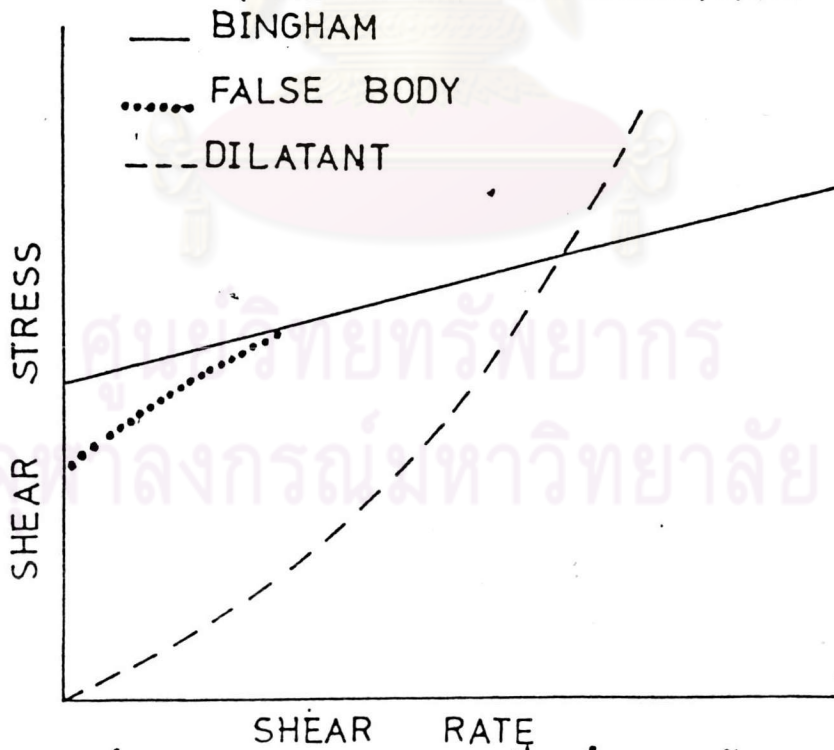
จากความสัมพันธ์ระหว่างแรงเค้นเฉือนและอัตราเฉือนในรูปที่ 7 ก. และ 7 ข. พิจารณาของเหลวชนิด pseudoplastic กับของเหลว dilatant มีความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเฉือนและแรงเค้นเฉือนโดยแสดงในรูปของสมการกำลัง คือ



รูปที่ 7 ก. แสดงความสัมพันธ์ระหว่างแรงเค้นเฉือนกับอัตราเฉือน

ของ Pseudoplastic และ Newtonian Fluid

(Coulson และ Richardson, 1971)



รูปที่ 7 ข. แสดงความสัมพันธ์ระหว่างแรงเค้นเฉือนกับอัตราเฉือน

ของ Bingham , False body , Dilatant

Fluid (Coulson และ Richardson, 1971)

$$\tau_{yx} = -m \left(\frac{dU_x}{dy} \right)^n \quad (2)$$

สมการนี้แตกต่างจากสมการของ Newtonian liquid ค่าคงที่ m เรียกว่า consistency index มีมิติเป็น (มวล)(ความยาว)⁻¹(เวลา)ⁿ⁻² และ n เป็นตัวเลขไร้มิติ

ส่วนความหนืดปรากฏของของเหลวที่ค่าใดๆของแรงเค้นเฉือนจะถือว่าเป็นค่าความหนืดของของเหลว Newtonian ที่มีอัตราเฉือนเท่ากัน กล่าวคือ

$$\tau_{yx} = -m \left(\frac{dU_x}{dy} \right)^n = -\mu_a \left(\frac{dU_x}{dy} \right) \quad (3)$$

$$\mu_a = m \left(\frac{dU_x}{dy} \right)^{n-1} \quad (4)$$

สมการที่ 3,4 เป็นสมการกฎกำลัง (power-law equation) มีพารามิเตอร์ n และ m แสดงคุณสมบัติของของเหลว ซึ่งอาจจะแสดงได้โดยการใช้กราฟ

ความหนืดของสารละลาย CMC ของผู้เขียนวัดด้วย stormer viscometer แสดงลักษณะเป็นของเหลว pseudoplastic และอยู่ในรูปกฎกำลัง (Power-law model) จึงอาจหาความหนืดปรากฏได้โดยสมการ (4) ตามที่เสนอโดย Nakanoh และ Yoshida (1980) กล่าวคือ

$$\mu_a = m \dot{\gamma}^{n-1} \quad (5)$$

$$\text{เมื่อ } \dot{\gamma} = \frac{dU_x}{dy} \quad (6)$$

ค่าของความหนืดปรากฏที่ $\dot{\gamma}$ ต่างๆคงปรากฏในตารางที่ 1 หน้า 96 ส่วนค่า consistency index และ flow behavior index n ของ

โศกเคียมคาร์บอนซีเมทิลเซลลูโลสที่ความเข้มข้นต่างๆของสารละลายมีอยู่ที่ตารางที่ข. 1 ในภาคผนวก ข.

2.4 พลศาสตร์ฟองก๊าซ (bubble dynamics)

ขนาดฟองก๊าซ ความเร็วของฟองก๊าซที่ลอยตัว และแนวการกระจายของขนาดฟองก๊าซ (bubble size distribution) เป็นคุณสมบัติของคอลลิม์ฟองก๊าซ

Akita และ Yoshida (1974) ได้ทดลองในทิศทางกระจายออกจากรูเดี่ยวๆเดี่ยว (single orifice) และในทิศทางกระจายออกจากแผ่นรูพรุน (perforated plates) เส้นผ่านศูนย์กลางของฟองก๊าซที่เกิดขึ้นกับความเร็วจากฟองก๊าซแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย

เมื่อวัดการกระจายและขนาดของฟองก๊าซในคอลลิม์ฟองก๊าซโดยใช้เทคนิคการถ่ายภาพ ก๊าซที่เข้าไปในคอลลิม์โดยใช้แผ่นรูพรุนกับที่ใช้เป็นรูเดี่ยวจากการที่ก๊าซผ่านเข้าสู่ของเหลวชนิดต่างๆเช่น น้ำ เมทานอล คาร์บอนเตตระคลอไรด์ Akita และ Yoshida ได้แสดงความสัมพันธ์ดังนี้

$$\frac{d_{VS}}{D_C} = 26 \left(\frac{D_C^2 g \rho_L}{\sigma} \right)^{-0.5} \left(\frac{g D_C^3}{V_L} \right)^{-0.12} \left(\frac{U_G}{\sqrt{g D_C}} \right)^{-0.12} \quad (7)$$

หรือ

$$\frac{d_{VS}}{D_C} = 26 \left(N_{Bo} \right)^{-0.5} \left(N_{Ga} \right)^{-0.12} \left(N_{Fr} \right)^{-0.12} \quad (8)$$

สมการนี้ใช้ได้กับคอลลิม์เส้นผ่านศูนย์กลางไม่เกิน 0.3 เมตร ความเร็วไหลผ่านของก๊าซประมาณ 0.07 เมตรต่อวินาที สมการ (7) นั้น d_{VS} หรือ sauter mean diameter เป็นสัดส่วนกับ $D_C^{0.3}$ ถ้า D_C มากกว่า 0.3 เมตรแล้ว ขนาดของฟองก๊าซจะไม่ขึ้นกับเส้นผ่านศูนย์กลางของคอลลิม์ Akita กับ Yoshida (1974) ยังพบวาระยะห่างจากฟองก๊าซกับกระจายก๊าซไม่มีผลต่อค่า d_{VS} ทั้งนี้เนื่องจากเกิดความสัมพันธ์ระหว่างฟองก๊าซที่ฟองก๊าซมารวมกัน (coalescence) กับการกระจายของฟองก๊าซออกจากกัน

2.4.1 พลศาสตร์ฟองก๊าซในของเหลว non-Newtonian

ขนาดของฟองก๊าซและการกระจายฟองก๊าซในของเหลว non-Newtonian นั้น Nakanoh และ Yoshida (1980) ได้ทดลองใช้โซ่เคียมคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลสซึ่งมีคุณสมบัติเป็น inelastic และ PA (Poly Acrylate) มีคุณสมบัติเป็น viscoelastic พบว่าการกระจายของขนาดฟองก๊าซ (bubble size distribution) ในสารละลาย viscoelastic แตกต่างกับการกระจายของฟองก๊าซในของเหลว inelastic ทั้งนี้ เซาผ่านก๊าซออกซิเจนเข้าไปในสารละลายดังกล่าวในคอลัมน์ฟองก๊าซเปรียบเทียบกับฟองก๊าซที่เกิดขึ้นน้ำ โดยการใส่รูกระจายก๊าซ 4.5×10^{-4} เมตร ผลปรากฏว่าเมื่อก๊าซออกซิเจนผ่านเข้าสู่สารละลาย BA ในคอลัมน์จะเกิดฟองก๊าซขนาดใหญ่จำนวนมากกว่าที่เกิดขึ้นน้ำพร้อมๆกับมีฟองก๊าซขนาดเล็กเส้นผ่านศูนย์กลางไม่เกิน 0.001 เมตรออกมาด้วย Nakanoh และ Yoshida ใช้สมการของ Akita และ Yoshida หาความสัมพันธ์ของเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยปริมาตร คอพื้นที่ (d_{vs}) โดยใช้ความหนืดปรากฏของสารละลาย non-Newtonian แทนค่าความหนืดในสมการ (7) ปรากฏว่าสมการดังกล่าวใช้ได้เช่นกัน

Astarita และ Marshelkar (1977) ได้สรุปการเคลื่อนไหวของฟองก๊าซในสารละลาย non-Newtonian ว่าถ้าช่วงของการไหลในท่อ มีค่า Reynolds number น้อยจะเกิดผลดังนี้

(1) สัมประสิทธิ์แรงต้าน (drag coefficient) การเคลื่อนไหวของฟองก๊าซในของเหลว pseudoplastic จะมากกว่าในของเหลว Newtonian

(2) ฟองก๊าซที่ไหลเคลื่อนในของเหลว elastic มักแตกฟองเป็นหยคน้ำตาหัวกลับ (inverted tear-drop shaped) และไม่มีลักษณะเป็นทรงกลม

(3) บางครั้งการเกิดฟองก๊าซในบางความเร็วก๊าซจะเกิดการขาดช่วง (discontinuity) ปรากฏการณ์ของการไม่ต่อเนื่องมักเกิดกับของ

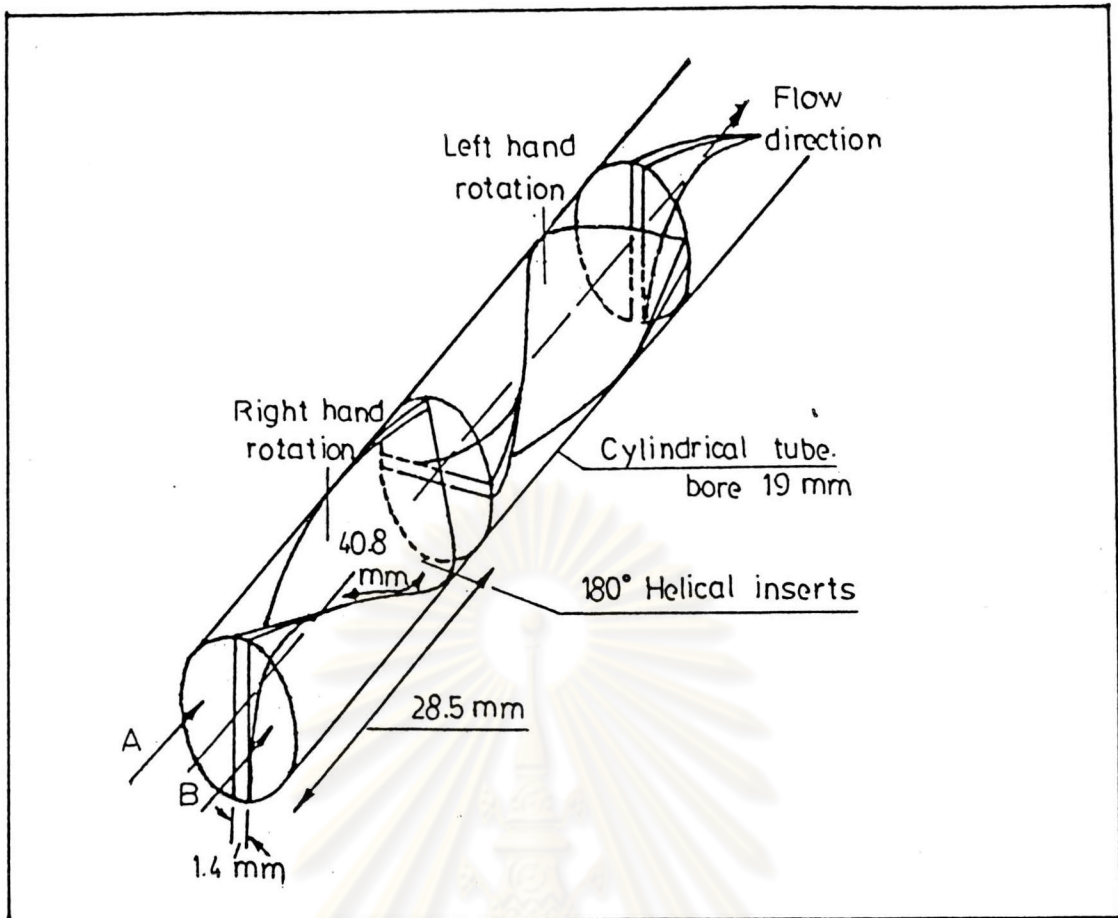
เหลว elastic

2.5 การใช้เครื่องผสมสถิตย์ (static mixer) เพื่อกระจายก๊าซในของเหลวที่หนืด (viscous liquid)

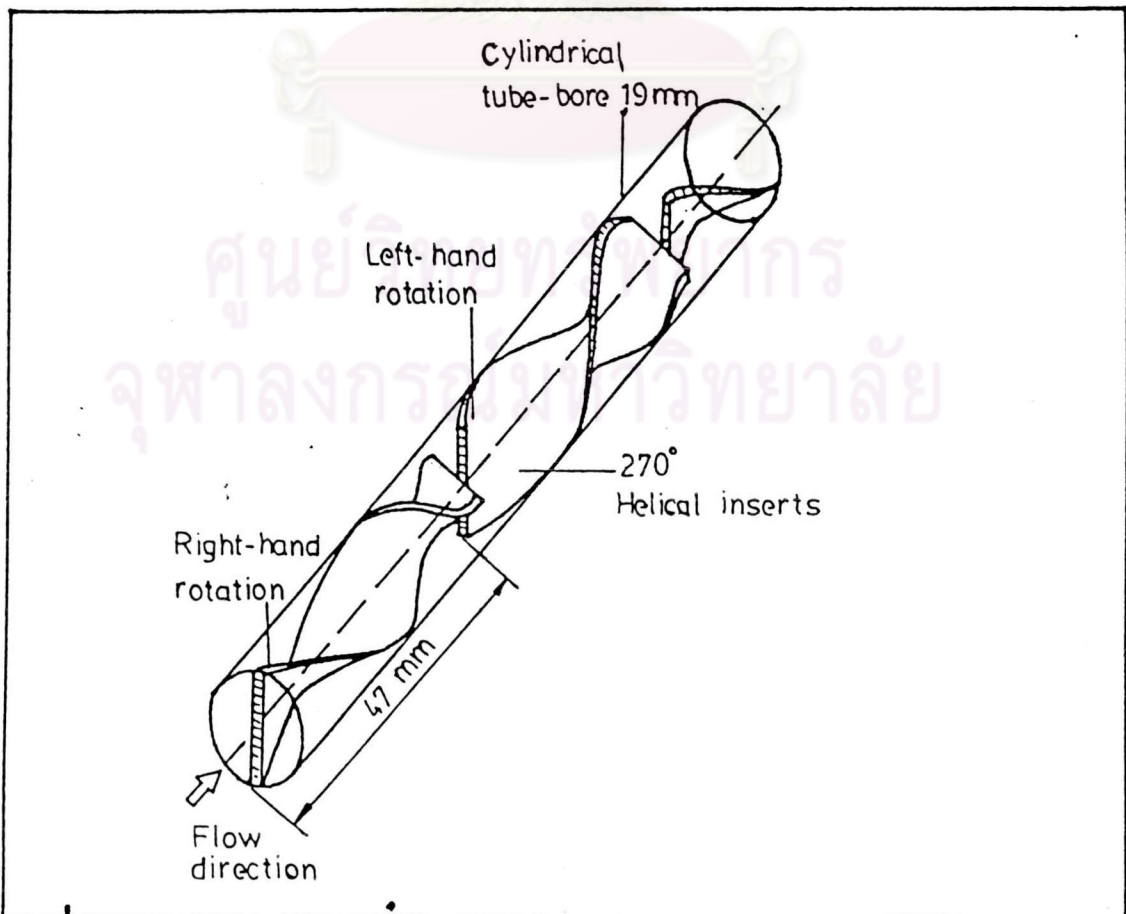
Smith (1978) ใช้เครื่องผสมสถิตย์ชนิด Kenics (Kenics static mixer) ในการกระจายก๊าซที่ไหลแปรปรวนในท่อที่วางในแนวนอน (horizontal) เพื่อขจัดการรวมกลุ่ม (coalescence) และการแบ่งเป็นชั้นของกลุ่มฟองก๊าซที่ไหลในแนวคอลัมน์นั้น

ครั้งแรกเขาใช้เครื่องผสมสถิตย์ที่บิดตามแนวแกนไป 180° ผสมก๊าซกับของเหลวที่หนืดประมาณ 1 Pa s เพื่อตรวจสอบการไหลของของผสมนั้นในคอลัมน์เครื่องผสมสถิตย์ที่วางในแนวตั้งและในแนวนอน ในกรณีที่เอาท่อเครื่องผสมสถิตย์วางในแนวนอนครึ่งภาพที่ 8 ก. ฟองก๊าซจะถูกแบ่งโดยแผ่นผสมสถิตย์แผ่นแรกทำให้เกิดเป็นร่องการไหลมีลักษณะกึ่งวงกลม (semi-circular channel) เมื่อการหมุนของร่องไหลที่มีฟองก๊าซไหลวนไปทางซ้ายของแผ่นแรกจะถูกบังคับให้ไหลลง และถูกแบ่งอีกครั้งเพื่อให้ส่วนหนึ่งไหลขึ้นบนแผ่นผสมสถิตย์ของแผ่นที่สอง อีกส่วนของซีกขวาของแผ่นแรกก็จะถูกแบ่งออกสู่ส่วนกลางของแผ่นที่สอง ฟองก๊าซทั้งสองที่ไหลบนส่วนบนของแผ่นผสมสถิตย์ที่สองไหลรวมให้เข้าสู่ศูนย์กลางของส่วนปลายของแผ่นผสมสถิตย์ที่สอง แล้วถูกแบ่งด้วยแผ่นผสมสถิตย์แผ่นที่สาม ซึ่งวางอยู่ในแนวตั้งครึ่งภาพที่ 8 การกระจายของฟองก๊าซที่เกิดขึ้นด้วยการหมุนตัวของของไหล $+45^\circ$ หรือ -45° ทำให้ฟองก๊าซแยกจากของเหลวเกิดขึ้นในแต่ละแผ่นของเครื่องผสมสถิตย์

ต่อมาได้ดัดแปลงเครื่องผสมสถิตย์แบบ Kenics ใหม่ให้เป็นแบบ 270° โดยการบิดแผ่นเครื่องผสมให้เป็นมุม 270° ครึ่งภาพ 8 ข. แผ่นผสมสถิตย์เรียงกันเพื่อให้ปลายด้านหนึ่งของไหลเคลื่อนตัวเข้าสู่แนวตั้ง (vertical) ทุกๆแผ่น ส่วนปลายของแผ่นผสมสถิตย์ทุกแผ่นก็อยู่ในแนวราบ (horizontal) ดังนั้นตอนที่ของไหลจะไหลเข้าสู่แผ่นถัดไป ฟองก๊าซที่ไหลอยู่บนบนของปลายแผ่นผสมสถิตย์แผ่นแรก ซึ่งตั้งอยู่ในแนวนอนจะถูกแยกโดยปลายของแผ่นถัดไปที่อยู่ในแนวตั้ง



รูปที่ 8 ก. แสดงรูปเครื่องผสมสติกซ์ Kenics 180° (Smith, 1978)



รูปที่ 8 ข. แสดงรูปเครื่องผสมสติกซ์ Kenics 270° (Smith, 1978)

ส่วนทางปลายของแต่ละแผ่นมีแนวอยู่ที่แนวนอน ทำให้ภายในแต่ละส่วนคือส่วนบนและส่วนล่างถูกแยกออกเป็นฟองเล็กๆไค้ การแยกแบบนี้โอกาสที่ฟองก๊าซจะกลับมาเกาะกลุ่มกันไค้ก็เกิดไค้ยาก

2.5.1 การใช้เครื่องผสมสถิตย์ 270° ในช่วงการไหลแปรปรวน

Govier และ Aziz (1972) ไค้ศึกษาแล้วปรากฏว่า ลักษณะการกระจายของฟองก๊าซไม่ขึ้นกับความเร็วไหลผ่านของก๊าซ การกระจายฟองก๊าซที่ไค้สุกเมื่อใช้ความเร็วไหลผ่านของน้ำประมาณ 1 เมตรต่อวินาที

Smith (1978) ไค้ทำการศึกษาการไหลวนของน้ำกับอากาศ ความเร็วไหลผ่านของน้ำและอากาศ 1.08 และ 0.1 เมตรต่อวินาทีตามลำดับ ทดลองไค้ใช้ท่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง $\frac{5}{8}$ นิ้ว ท่อนี้สามารถบรรจุแผ่นผสมสถิตย์ไค้ 12 แผ่น ผลงานวิจัยของ Smith แสดงว่าฟองก๊าซจะแตกละเอียดเมื่อมีการไหลแปรปรวนไค้ ฟองก๊าซจะมีการไหลเป็นกลุ่มและเกิดการหมุนของกลุ่มก๊าซ (spin) เมื่อออกจากแผ่นที่ 12

เมื่อลดความเร็วไหลผ่านของน้ำเป็น 0.5 เมตรต่อวินาที ลักษณะของฟองก๊าซที่ออกจากแผ่นผสมสถิตย์แผ่นสุดท้ายมีลักษณะหยาบและมีขนาดใหญ่ ไม่มีการหมุนของกลุ่มฟองก๊าซ

ต่อมาเมื่อลดความเร็วไหลผ่านของน้ำเหลือ 0.20 เมตรต่อวินาที ฟองขนาดใหญ่ที่ออกจากแผ่นผสมสถิตย์แผ่นสุดท้ายลดความเร็วแปรปรวน แสดงลักษณะกลุ่มฟองก๊าซที่ไม่มีการแตกกระจายในช่องเหลวไค้

2.5.2 การกระจายของฟองก๊าซเมื่อของเหลวไหลในช่วงการไหลลามินาร์ (laminar flow)

Smith (1978) ไค้สารละลาย polyvinyl pyrrolidone ซึ่งมีคุณสมบัติเป็น Newtonian และแสดงลักษณะ elasticity เล็กน้อย ทั้งนี้เพื่อให้ความเร็วของการไหลอยู่ในระดับการไหลแบบลามินาร์

เมื่อของเหลวมีความหนืด 30×10^{-6} Pa s ความเร็วไหลผ่านของสาร

ละลาย 0.8 เมตรต่อวินาที ความเร็วไหลผ่านของอากาศ 0.07 เมตรต่อวินาที Reynolds number มีค่า 5.12 ลักษณะของฟองก๊าซกระจายได้ที่ดีที่สุด แต่เมื่อเพิ่มความเร็วไหลผ่านของของเหลวจนค่า Reynolds number เป็น 100 จะทำให้มีการเกาะกลุ่มของฟองก๊าซเกิดขึ้นเล็กน้อย

เนื่องจากการทดลองกับของเหลวโดยแปรค่า Reynolds number เพียงอย่างเดียวไม่เพียงพอ Smith จึงได้ใช้ของเหลวที่มีความหนืด 129×10^{-6} Pa s, ความเร็วไหลผ่านของของเหลว 0.43 เมตรต่อวินาที ความเร็วไหลผ่านของอากาศ 0.07 เมตรต่อวินาที ก็ยังคงมีลักษณะการกระจายของฟองก๊าซสม่ำเสมอ

Smith ให้เหตุผลว่าสามารถกระจายก๊าซโดยใช้ Reynolds number ประมาณ 10 ซึ่งที่ค่าต่ำเช่นนี้การกระจายของฟองก๊าซขึ้นกับความหนืดของของเหลว Smith ใช้ค่า Froude number เป็นตัวบอกลักษณะการไหลวนกระจายของฟองก๊าซ ถ้า Froude number น้อยกว่า 0.1 ไม่มีการไหลวนของฟองก๊าซเนื่องจากมีอิทธิพลจากแรงโน้มถ่วงของโลก

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

2.6 ผิวสัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลว (gas-liquid interfacial area)

ผิวสัมผัสระหว่างก๊าซและของเหลว (gas-liquid interfacial area) เป็นตัวแปรที่สำคัญในการถ่ายเทมวลผิวสัมผัสนี้ขึ้นอยู่กับลักษณะของเครื่องมือ และสภาพการทำงานหรือใช้เครื่องมืออื่นๆ นอกจากนี้ขึ้นอยู่กับคุณสมบัติทางฟิสิกส์ของ ของเหลวที่เป็นตัวกลางมีวิธีการที่จะหาผิวสัมผัสในการกระจายก๊าซกับของเหลวโดยทั่วไป วิธีคือ วิธีการทางกายภาพ และวิธีการทางเคมี (Shah และคณะ 1982)

วิธีการทางกายภาพ เป็นการหาขนาดของฟองก๊าซโดยการทราบปริมาณก๊าซค้าง (gas hold up) และเส้นผ่านศูนย์กลางของฟองก๊าซเชิงปริมาตร คณิตรเฉลี่ย d_{vs} (volume to-surface mean bubble diameter) แล้วจึงสามารถหาผิวสัมผัสจำเพาะ (specific interfacial area) ได้โดย

$$a' = \frac{6\epsilon_G}{d_{vs}} \tag{9}$$

$$d_{vs} = \frac{\sum N_i d_{bi}^3}{\sum N_i d_{bi}^2} \tag{10}$$

ϵ_G = ปริมาณก๊าซค้าง

Akita และ Yoshida (1974) ได้แสดงสมการการหาผิวสัมผัสต่อปริมาตรโดยทดลองกับน้ำ สารละลาย glycol methanol และ carbon-tetrachloride

$$a'_{D_c} = \frac{1}{3} \left(\frac{g D_c^2 \rho}{\sigma} \right)^{0.05} \left(\frac{g D_c^3}{\nu^2 L} \right)^{0.1} \epsilon_G^{1.13} \tag{11}$$

สมการนี้แสดงว่าผิวสัมผัส a' ขึ้นกับขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางของคอลัมน์เล็กน้อยคือ a' เป็นสัดส่วนกับ $D_c^{0.3}$ Akita และ Yoshida (1974) ได้ให้ข้อคิดเห็นว่า สมการดังกล่าวนี้ใช้ได้กับความเร็วก๊าซต่ำๆ และเส้นผ่านศูนย์กลาง

กลางขนาดใหญ่ $d_c \geq 0.3$ ม.

วิธีการทางเคมี (chemical method) มีผู้นิยมใช้มากเช่น Schumpe และ Deckwer (1980) ได้ทดลองโดยใช้ปฏิกิริยาที่เหมาะสมกับระบบที่ใช้ค่าของ d' ที่ได้โดยวิธีการนี้จึงมักเรียกว่า effective interfacial area (d'_{eff}) ซึ่งแตกต่างจากพื้นผิวสัมผัสทางกายภาพ (geometrical interfacial area) และขึ้นกับสภาพที่ทดลอง

ถ้าเป็นปฏิกิริยาที่เร็ว (fast reaction) ขององค์ประกอบก๊าซ A ทำปฏิกิริยากับสารเคมี B ในของเหลว



จาก reaction rate law

$$R_A = k_{mn} C_A^m C_B^n \quad (13)$$

ทฤษฎีของการดูดซับจากการคำนวณโดยหาอัตราการดูดซับทั้งหมดต่อ 1 หน่วยปริมาตรของการกระจายก๊าซกับของเหลวได้ดังนี้

$$R_A = d' K_m^{(m+1)/2} \quad (14)$$

$$\text{เมื่อ } K_m = \left(\frac{2}{m+1} \cdot \frac{k_{m'}^D C_A}{H} \right)^{0.5} \quad (15)$$

สำหรับอัตราการคงที่ของปฏิกิริยา pseudo m-th order

$$k_m = k_{m'} C_B^n \quad (16)$$

การที่จะเป็นปฏิกิริยา (14) และ (15) ได้ต้องมีเงื่อนไข

$$N_{Ha} > 3$$

$$\text{เมื่อ } N_{Ha} = \text{Hatta number}$$

$$N_{Ha} = \left(\frac{2}{m+1} \cdot K_m' D_{AA} C_A^{*m-1} \right)^{0.5} / K_L \quad (17)$$

นั่นคือจะคงไม่มีการต้านทานจากก๊าซ (gas side resistance) และของเหลว B ที่ผิวสัมผัสต้องมีตลอดจึงใช้กฎดังกล่าวได้ (Danckwerts และ Sharma , 1966)

Shah และคณะ (1982) ได้ให้ปริมาณของก๊าซที่เปลี่ยนไป (X) ว่าเป็นฟังก์ชันกับ Stanton number (N_{st})

$$X = f(N_{st}) \quad (18)$$

$f(N_{st})$ นี้ขึ้นกับแบบของเครื่องปฏิกรณ์และกำลังของปฏิกิริยา และ N_{st} นี้

$$N_{st} = K_m^* (aH_i / U_G) \quad (19)$$

$$N_{st} = K_m^* (6\Gamma / d_{vs}) \quad (20)$$

K_m^* เป็นพารามิเตอร์ของปฏิกิริยาการดูดซึม

$$K_m^* = \left(\frac{2 k_m D_i}{(m+1)H^{m+1}} \right)^{0.5} RT_P^{(m-1)/2} \quad (21)$$

Schumpe และ Deckwer (1980) ได้ให้ค่าต่างๆของ K_m^* ในบางปฏิกิริยาทั้งตารางที่ 1

การหาผิวสัมผัสโดยวิธีทางกายภาพและวิธีการทางเคมีอาจจะแตกต่างกันร้อยละ 100 Voyer และ Miller (1968) มีการศึกษาหาพื้นผิวสัมผัสของก๊าซออกซิเจนในสารละลายซัลไฟท์ ปรากฏว่าวิธีการทางกายภาพและวิธีการซัลไฟท์ออกซิเจนนั้น Schumpe และ Decker (1980) ศึกษาโดยการให้มีการไหลของของไหลในคอลัมน์ฟองก๊าซเป็นแบบการไหลฟองก๊าซ (homogeneous bubbly flow) แล้วจะได้

$$a'_{Photo} = 13.5 a'_{Sulfite} \quad (22)$$

ตารางที่ 1
ระบบปฏิกริยาการดูดซับเพื่อหาพื้นผิวสัมผัส (Schumpe และ Deckwer, 1980)

ระบบปฏิกริยาการดูดซับ	m	$K_m(m/s) \times 10^2$
CO ₂ , 2M MEA, H ₂ O	0	0.496 (M=Molar)
CO ₂ , 0.95M NaOH	0	0.0223
CO ₂ , 2M DEA, diethylene glycol	1	4.47×10^{-2}
O ₂ , 0.0772M Na ₂ S ₂ O ₄ , 0.0975 M NaOH	0	5.0×10^{-3}

ในระบบการดูดซับที่เหมือนกันถ้าการไหลเป็นแบบแปรปรวนยิ่งทำให้ d'_{photo} และ $d'_{sulfite}$ แตกต่างกันมากขึ้น ทั้งนี้จึงนิยมใช้การหาพื้นผิวสัมผัสโดยวิธีการทางเคมีมาก (Shah และคณะ 1982)

Schumpe และ Deckwer (1981) ใช้ปฏิกริยาซัลไฟต์ออกซิเดชันวัดพื้นผิวสัมผัสจำเพาะในสารละลายคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลสที่มีความเข้มข้นร้อยละ 0.5-1.6 โยคน้ำหนัก ในคอลัมน์เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.14 เมตร ความเร็วไหลผ่านของก๊าซประมาณ 0.02 เมตรต่อวินาที ก๊าซที่ดูดซับขึ้นจะมีลักษณะเป็นการไหลแบบหัวกระสุน (slug flow) ทลอคคอลัมน์ทั้งนั้นในช่วงการไหลแบบนี้ผิวสัมผัส a' แสดงได้ในสมการดังนี้

$$a' = 48.7 (U_G / \mu_a)^{0.51} \quad (23)$$

ความหนาปรากฏของของเหลวในคอลัมน์พองก๊าซในสมการ 23 นี้ ทกอัตราเฉือนกับแรงเค้นเฉือนแล้วใช้ความสัมพันธ์ที่เสนอโดย Nishikawa และคณะ (1977) ทั้งในสมการที่ (25) และ (26)

2.7 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรในคอลัมน์ฟองก๊าซ

สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรขึ้นอยู่กับความเร็วก๊าซ ตัวกระจายก๊าซและคุณสมบัติทางเคมีฟิสิกส์มาก ในบางกรณีเส้นผ่านศูนย์กลางของคอลัมน์ก็มีผลต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรด้วยคือถ้าเส้นผ่านศูนย์กลางไม่เกิน 0.15 เมตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรอาจจะน้อยมาก (Shah และคณะ, 1982)

Deckwer และคณะ (1974) ได้ให้ความสัมพันธ์ของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรกับความเร็วไหลผ่านของก๊าซโดยให้มีการดูดซับก๊าซออกซิเจนในน้ำและสารละลายอิเล็กโทรไลต์ เขาได้สมการความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วไหลผ่านของก๊าซและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตร

$$k'_L a'_L = b U_G^d \quad (24)$$

ตารางที่ 2 แสดงค่า b และ d รวมทั้งรายละเอียดเกี่ยวกับการทดลองของ Deckwer และคณะ จากตารางเห็นได้ว่าค่าคงที่ b มีผลเนื่องมาจากตัวกระจายก๊าซและของเหลวที่เป็นสื่อในการดูดซับก๊าซ Kastanek และคณะ (1977) พบว่า d มีค่าอยู่ระหว่าง 0.78 ถึง 0.82 และตัวกระจายก๊าซไม่มีผลต่อค่า d เลย

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 2

แสดงค่า b และ d ที่ทดลองโดย Deckwer และคณะ (1974)

	Liquid phase	Number of Data Points	b	d	Range of U_G m/s
Bubble columns with cross of nozzles (1mm) $D_c=0.2m$, $H_l=2 - 7.2 m$. absorption, desorption	Tap Water	66	0.467	0.82	0.002-0.08
	Salt Solutions (NaCl, Na_2SO_4)	49	0.460	0.79	0.004-0.08
Bubble columns with sintered plates (150mm) $D_c=0.1-0.15m$ $H_l=2.5-4.4m$ absorption, desorption	Tap Water	61	1.174	0.82	0.003-0.08
	Salt Solutions (NaCl, Na_2SO_4)	51	1.445	0.78	0.004-0.04

Akita และ Yoshida (1977) ได้ทำข้อมูลสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลที่ปริมาตรที่ทดลองได้จากคอลัมน์ขนาดต่างๆกัน พบว่าในคอลัมน์ที่มีขนาดใหญ่อุปสรรคการถ่ายเทมวลที่ปริมาตรไม่ขึ้นกับเส้นผ่านศูนย์กลางของคอลัมน์ แต่ผลของ Akita และ Yoshida (1973) ใช้โค้กเมื่อตัวกระจายกาซเป็นประเภทที่มีประสิทธิภาพต่ำคือเป็นประเภทเดี่ยวหรือประเภทตัวกระจายหลายรู แต่ตากาซกระจายจากแผ่นรูพรุน (porous plate) โดยมีหัวฉีดกาซ (injector) กับหัวขับ (ejector) ใช้ควยแล้วสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลที่ปริมาตรจะสูงกว่าผลการทดลองของ Akita และ Yoshida (1974)

2.7.1 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลที่ปริมาตรในของเหลวความหนืดสูงและของเหลว non-Newtonian

ได้มีการศึกษาถึงการถ่ายเทมวลของออกซิเจนในของเหลว non-Newtonian โดยใช้คอลัมน์ฟองกาซ (Voight และคณะ 1980, Nakanoh และ Yoshida, 1980) Nakanoh และ Yoshida ได้ศึกษาเปรียบเทียบการดูดซับกาซออกซิเจนในคอลัมน์ฟองกาซโดยใช้น้ำและสารละลายยูโครส ซึ่งมีคุณสมบัติเป็น Newtonian และใช้โซเดียมคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลสกับ PA (sodium polyacrylate) ซึ่งมีคุณสมบัติเป็น non-Newtonian เป็นของเหลวใช้ศึกษาทำการวิจัยในคอลัมน์เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.14 เมตร สูง 1.9 เมตร ตัวกระจายกาซเป็นชนิดเดี่ยวขนาด 0.004 เมตร แล้วใช้คุณสมบัติทาง Rheology มาคำนวณหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลที่ปริมาตร ทั้งนี้ Nakanoh และ Yoshida ได้อ้างถึง Nishikawa และคณะ (1977) ที่ให้ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเฉือนเฉลี่ย (average shear rate) และความเร็วไหลผ่านของกาซในรูปของ

$$\dot{\gamma}_{av} = 50 U_G \quad (25)$$

เมื่อความเร็วไหลผ่านไม่น้อยกว่า 0.04 เมตร/วินาที

และ

$$\dot{\gamma}_{av} = 100 U_G^{0.5} \quad (26)$$

เมื่อความเร็วไหลผ่านของก๊าซไม่เกิน 0.04 เมตรต่อวินาที
แรงเฉือนเฉลี่ยมีหน่วยเป็น วินาที⁻¹

สมการที่ (26) ให้อัตราเฉือนใกล้เคียงกับผนังคอลัมน์เหมือนกับส่วนกลาง
ของคอลัมน์ แต่ถ้าความเร็วของก๊าซต่ำกว่าอัตราเฉือนเฉลี่ยที่อยู่แนวกลาง
คอลัมน์จะสูงกว่าที่ไคจากสมการ (26) อัตราเฉือนใกล้เคียงกับผนังคอลัมน์จะต่ำ
กว่าสมการ (26) แต่ก็อาจจะสรุปว่าที่ความเร็วไหลผ่านของก๊าซต่ำกว่า
0.04 เมตรต่อวินาที อัตราเฉือนเฉลี่ยของทั้งคอลัมน์อาจจะใกล้เคียงกับสม
การ (26)

Nakanoh และ Yoshida ได้อ้างสมการการหาสัมประสิทธิ์การ
ถ่ายเทมวลต่อปริมาตรของ Akita และ Yoshida (1973, 1974) ที่ใช้
กับของเหลว Newtonian คือ

$$k_L' D_C^2 / D_L = 0.60 N_{Sc}^{0.5} N_{Bo}^{0.62} N_{Ga}^{0.31} \epsilon_G^{1.1} \quad (27)$$

แล้วมาตั้งสมมติฐานเป็นสมการของของเหลว inelastic
ไคความสัมพันธ์ของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตร

$$\frac{k_L' D_C^2}{D_L} = 0.09 N_{Sc}^{0.5} N_{Bo}^{0.62} N_{Ga}^{0.31} N_{Fr}^{1.0} \quad (28)$$

การหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรของของเหลว
viscoelastic เปรียบเทียบกับสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรของ
ของเหลว inelastic ได้ผล

$$k_{L'VE} / k_{L'IE} = f(N_{De}) = 1 + c N_{De}^m \quad (29)$$

เมื่อ $N_{Dc} =$ Deborah number $= U_B \tau / d_{VS}$

$$U = U_G (1 + \epsilon_G) / \epsilon_G$$

$c =$ constant

$k_{L'VE} =$ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรของของเหลว
viscoelastic

$k_{L'IE} =$ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรของของเหลว

inelastic

Nakanoh และ Yoshida ได้สมการทั่วไปของของเหลว Newtonian และของเหลวนon-Newtonian คือ

$$\frac{k_L d^4 D_C}{D_L} = 0.09 N_{Sc}^{0.5} N_{Bo}^{0.15} N_{Ga}^{0.39} N_{Fr}^{1.0} \left(1 + c N_{De}^m\right)^{-1} \quad (30)$$

คังนั้นถ้าของเหลวเป็นชนิด inelastic $(1 + c N_{De}^m)$ เทากับหนึ่ง ส่วนในของเหลวที่เป็น viscoelastic นั้น c และ m เทากับ 0.13 และ 0.55 ตามลำดับ

Nakanoh และ Yoshida เน้นว่าสมการ(30) ใช้ได้เมื่อความเร็วไหลผ่านไม่เกิน 0.1 เมตรต่อวินาที Astarita และ Marshelkar (1977) กล่าวถึงการถ่ายเทมวลสารของของเหลว non-Newtonian ว่า หากของเหลวชนิดนี้ไหลที่ค่า Reynolds number ค่ามีลักษณะเป็นการไหลย่อย (creeping flow) การแพร่กระจายเกิดในช่วงสั้นๆ การคุ้มกันจากรูกระเจายรุเดี่ยว (single bubble) ที่ศูนย์กลางของเหลวถูกกำลังจะได้

$$N_{Sh} = 0.65 \left[1 - \frac{4n(n-1)}{2n+1}\right]^{1/2} N_{Pe}^{1/2} \quad (31)$$

แสดงว่าการถ่ายเทมวลที่เพิ่มขึ้นตามคุณสมบัติการเป็น pseudoplastic Moo-Young และ Hirose (1972) ได้ศึกษาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรในลักษณะการไหลย่อยเพื่อการเคลื่อนไหวของฟองก๊าซในของเหลว Oldroyd ผลของการทดลอง

$$N_{Sh} = 0.65 \left[1 + 0.16 N_{wi}^2\right]^{1/2} N_{Pe}^{1/2} \quad (32)$$

$$N_{wi} = \text{Weissenberg number} = \frac{\lambda U_c}{d_{bi}}$$

ถ้าฟองก๊าซเคลื่อนไหวในค่า Reynolds number สูงขึ้นจะมีรูปร่างกึ่งทรงกลม (hemi-spherical shaped) การเคลื่อนไหวของฟองก๊าซในลักษณะนี้เรียกว่าการไหลแบบ Davis-Taylor เส้นคลื่น (streamlines) คำนวณได้จากพื้นฐานของการไหลทางศักย์ (potential flow)

และเนื่องจากบทบาทของแรงเค้นเฉือนภายใน (internal stress) ภายในเม็ด
 เจลลี่นั้นไม่สม่ำเสมอ คุณสมบัติความเป็น Rheology จึงไม่มีผลต่อการเคลื่อน
 ไหวของฟองก๊าซ ดังนั้นจึงได้หาความสัมพันธ์ของการถ่ายเทมวลของของเหลว
 ทั้งแบบ Newtonian และแบบ non-Newtonian โดยอาศัยความสัมพันธ์
 ของ Bossinesq (Bossinesq relationship) ได้

$$k_L = 1.13 \sqrt{\frac{D_p U_\infty}{d_e}} \quad (33)$$

d_e คือ เส้นผ่าศูนย์กลางสมมูล (equivalent diameter)
 ของฟองก๊าซทรงกลม (hemi-spherical bubble)

U_∞ คือ Undisturb free stream velocity

ส่วน Deckwer และคณะ (1981) ได้ศึกษาถึงการดูดซึมออกซิเจน
 โดยใช้ไทเทเนียมคาร์บอเนตเมทิลเซลลูโลสที่เข้มข้นร้อยละ 1.0-2.0 โดยน้ำหนัก
 ความเร็วไหลผ่านของก๊าซ 0.08 เมตรต่อวินาที เส้นผ่าศูนย์กลางของ
 คอลัมน์ 0.14 เมตร ช่วงระยะความสูงของการกระจายก๊าซ 2.6 เมตร
 Deckwer และคณะได้หาความสัมพันธ์สำหรับคอลัมน์ฟองก๊าซดังนี้

$$k_L' = 0.00315 U_G^{0.59} \mu_a^{-0.84} \quad (34)$$

2.7.2 สมบัติการถ่ายเทมวลสารในคอลัมน์ที่บรรจุเครื่อง ผสมสถิตย์

Wang และ Fan (1981) ได้ศึกษาคุณสมบัติของสมบัติการ
 สัมผัสการถ่ายเทมวลต่อปริมาตรโดยการไหลเครื่องผสมสถิตย์ชนิด Koch (Koch
 motionless mixer) ที่บรรจุในคอลัมน์ฟองก๊าซ เพื่อการดูดซึมออกซิ
 เจนควยน้ำ ทั้งนี้เนื่องจากคอลัมน์ฟองก๊าซมีขอบกพร่องที่มักเกิดการผสมกลับของ
 ของเหลว (liquid back mixing) และมีการเกาะกลุ่มของฟองก๊าซ
 จึงบรรจุวัสดุต่างๆลงในคอลัมน์เพื่อให้ปริมาณก๊าซค้างในคอลัมน์สูงกว่าคอลัมน์
 ฟองก๊าซธรรมดา

1. Wang และ Fan ได้สรุปว่าสมบัติการถ่ายเทมวลต่อปริมาตร

ในคอลัมน์ที่ไม่ได้บรรจุเครื่องผสมสติกจะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของ ก๊าซ แต่โดยส่วนมากแล้วสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรจะไม่ขึ้นกับ อัตราการไหลของของเหลว

ส่วนสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารจะเพิ่มขึ้นถ้าหากอัตราการไหล ของของเหลวสูงขึ้นและพื้นที่ผิวสัมผัสจะลดลง

2. ในกรณีที่คอลัมน์บรรจุเครื่องผสมสติกแบบ Koch สัมประสิทธิ์ การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการไหลของก๊าซและของเหลว สูงขึ้น พื้นที่ผิวสัมผัสจำเพาะจะไม่ขึ้นกับอัตราการไหลของของเหลว ส่วนสัม ประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารเพิ่มขึ้นถ้าของเหลวไหลมากขึ้น

ผลจากการทดลองของ Wang และ Fan ในตารางที่ 3 เป็นการ แสวงหาความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณก๊าซและ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อ ปริมาตร ตารางที่ 4 เป็นความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อ ปริมาตรกับความเร็วไหลวนของก๊าซและของเหลว

ตารางที่ 3

ความสัมพันธ์ระหว่าง k_d' กับ ϵ (Wang และ Fan, 1978)

Column Configuration	Empirical Correlation $U_L = 500-3200 \text{ cm}^3/\text{sec}$ $U_G = 472 - 2832 \text{ cm}^3/\text{sec}$	Standard deviation
Empty	$\epsilon = \frac{U_G}{2.81(U+U_L)+25.8}$	1.83×10^{-2}
	$k_d' = 0.137 \frac{U_G^{0.44} U_L}{L} \left\{ \frac{U_G}{2.81(U+U_L)+25} \right\}$	5.74×10^{-3}
Whole Mixer	$\epsilon = \frac{U_G}{2.02U_G+31.4}$	2.82×10^{-2}
	$k_d' = 0.12 \frac{U_G^{0.62}}{L} \left\{ \frac{U_G}{1.99U+47.1} \right\}$	9.23×10^{-3}

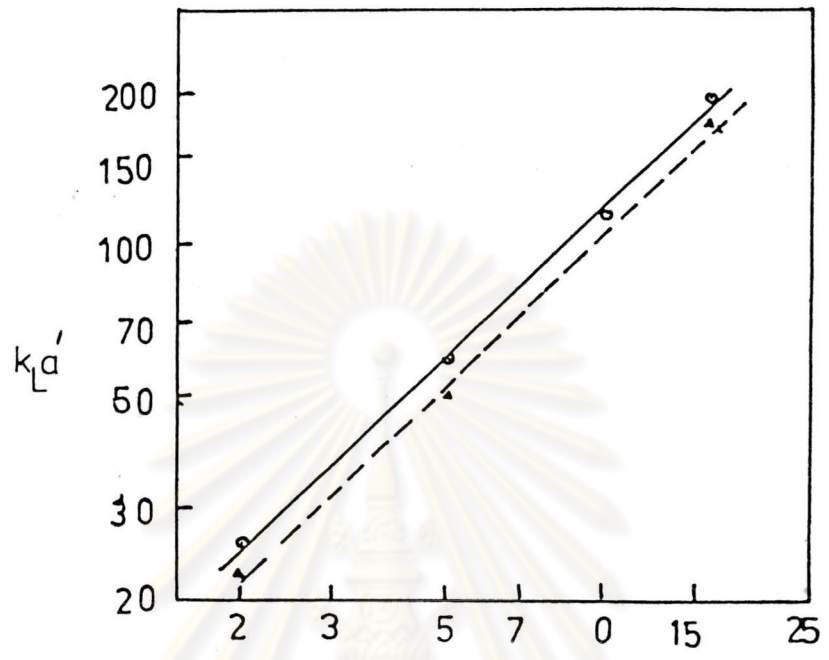
ตารางที่ 4 แสดงความสัมพันธ์ $k_L a'$ กับ U_L และ U_G

Column Configuration	Functional Relationship
Unpacked	$k_L a' = 7.81 \times 10^{-3} U_L^{0.083} U_G^{0.644}$
	$\epsilon = 5.71 \times 10^{-2} U_L^{0.470} U_G^{0.746}$
	$k_L = U_L^{0.553} U_G^{-0.102}$
Whole Mixer	$k_L a' = 4.35 \times 10^{-3} U_L^{0.631} U_G^{0.589}$
	$\epsilon = 5.16 \times 10^{-2} U_L^{-0.102} U_G^{0.588}$
	$k_L = U_L^{0.733} U_G^{0.01}$

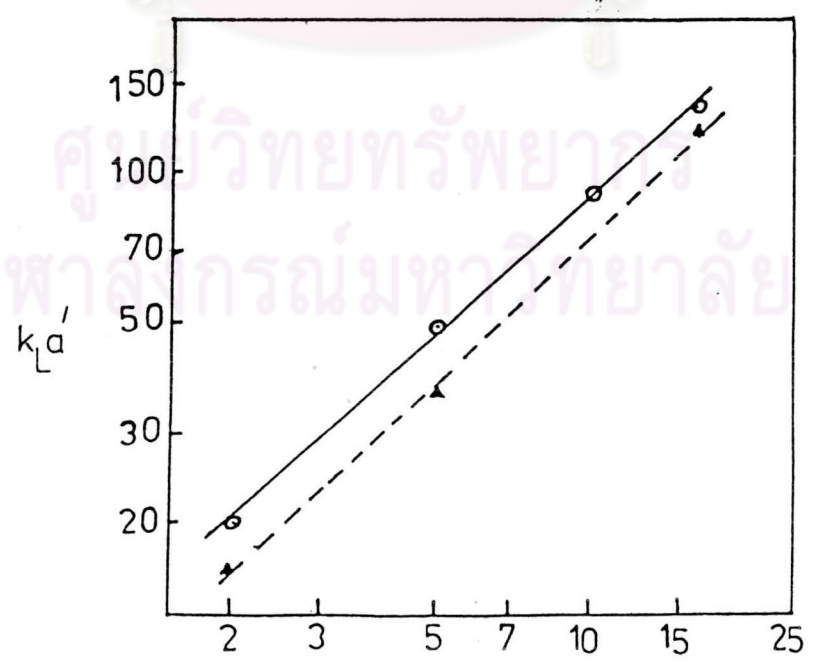
Hsu และ คณะ (1975) ได้ทำการทดลองโดยวิธีการทางพลศาสตร์ (dynamic method) ศึกษาการดูดซับก๊าซออกซิเจนแล้วหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรในการหมักแบบใช้อากาศ (aerobic fermentation) ความเข้มข้นของออกซิเจนที่วัดได้อย่างต่อเนื่องในทุกช่วงของการหมักจะได้เส้นแสดงความสัมพันธ์ที่วิเคราะห์เพื่อหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตร

เขาทดลองโดยแปรอัตราการไหลของอากาศผ่านเข้าสู่หมักที่มีเครื่องผสมสลับเปรียบเทียบกับหมักโดยใช้แผ่นตะแกรง (sieve tray) ปรากฏว่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรที่ได้จากการทดลองโดยเครื่องผสมสลับแบบ Koch สูงกว่าแบบตะแกรง (sieve tray) ถึงภาพที่ 11, 12 และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลต่อปริมาตรที่ได้จากคานกลางของคอลัมน์จะสูงกว่าค่าที่ได้จากคานบนของคอลัมน์

— bottom of the column
 - - - top of the column



รูปที่ 9 k_La' กับอัตราการไหลของอากาศในคอลัมน์
 บรรจุเครื่องผสมสัณยต์แบบ Koch



รูปที่ 10 k_La' กับอัตราการไหลของอากาศในคอลัมน์
 บรรจุแผ่นตะแกรง

2.8 การหาผิวสัมผัสจำเพาะ (specific surface area) และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสาร (mass transfer coefficient) โดยวิธีเคมี

2.8.1 ผลของปฏิกิริยาไม่ผันกลับกำลังสอง (second order irreversible reactions) ที่มีต่ออัตราการดูดซับ

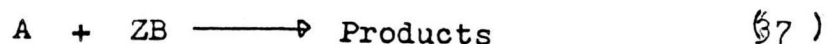
สิ่งหนึ่งที่มีผลต่อระบบของคอลัมน์คือชนิดของระบบการดูดซับ (absorption system) ถ้าการดูดซับเป็นกระบวนการทางกายภาพเพียงกระบวนการเดียว ความสามารถในการดูดซับของของเหลวถูกจำกัดด้วยคุณสมบัติในการละลายของก๊าซ โดยทั่วไปแล้วมีปริมาณน้อยมาก ในแต่ละกระบวนการอัตราการดูดซับ (rate of absorption) ของก๊าซที่เกิดขึ้นจะเป็นดังนี้

$$R_d' = k_L a' (C^* - C_b) \quad (35)$$

ในทางตรงกันข้าม การดูดซับที่มีปฏิกิริยาเคมีเกิดด้วยจะทำให้ความสามารถในการดูดซับสารถูกละลายมีมากขึ้น ผลของปฏิกิริยาที่มีต่ออัตราการดูดซับอาจแสดงไคควยพจน์ขององค์ประกอบปฏิกิริยา (reaction factor) ดังนี้

$$R_d' = k_L a' (C^* - C_b) f_A \quad (36)$$

กระบวนการดูดซับก๊าซ ก๊าซถูกละลาย (dissolved gas) มักทำปฏิกิริยาชนิดไม่ผันกลับกำลังสอง (irreversible second order reaction) กับสารปฏิกิริยา (reactant) ที่ละลายอยู่ในของเหลว แสดงว่าปฏิกิริยาระหว่างก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกละลายกับไฮดรอกไซด์ไอออน (OH⁻) ในของเหลวเป็นแบบสมการทั่วไปคือ



เมื่อ A คือก๊าซถูกละลายในของเหลว

B คือสารทำปฏิกิริยาในของเหลว

อัตราการดูดซับจึงเป็น

$$R_A = \frac{k C C}{2 A B} \quad (38)$$

กระบวนการถ่ายเทมวลสาร (mass transfer process) ในแต่ละระบบสามารถอธิบายได้หลายทฤษฎีด้วยกัน เช่น ทฤษฎีแบบฟิล์ม (film model) ซึ่ง Lightfoot ได้ใช้ทฤษฎีนี้พิสูจน์ให้เห็นว่า

$$f_A = \frac{\beta}{\tanh \beta} - \beta \quad (39)$$

ถ้าเอาค่าตัวประกอบปฏิกิริยา (reaction factor) f_A แสดงในกราฟกับค่า β ซึ่งเป็นพารามิเตอร์ไร้มิติ จะแสดงให้เห็นถึงชนิดของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น

ปฏิกิริยาเกิดขึ้นเร็วเมื่อค่า β มากกว่า 2 ในกรณีนี้ ปฏิกิริยาเกิดมากที่ผิวฟิล์ม ความเข้มข้นของก๊าซถูกละลาย (dissolve gas) ในเนื้อของของเหลวจึงเป็นศูนย์ อัตราการดูดซับจึงเป็น

$$R_d = k_L c_A^* \quad (40)$$

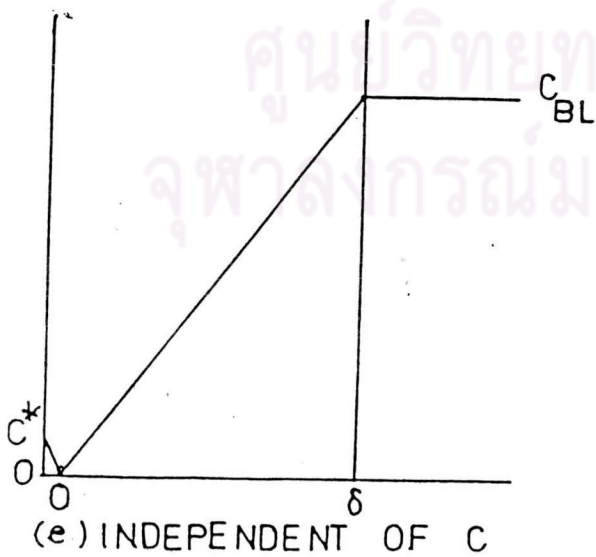
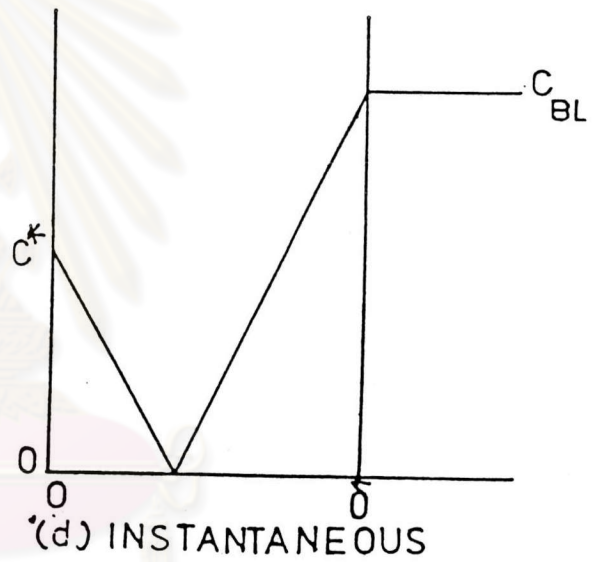
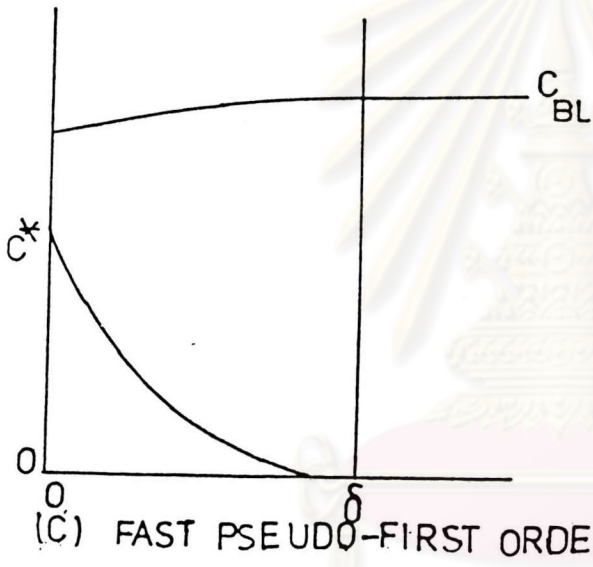
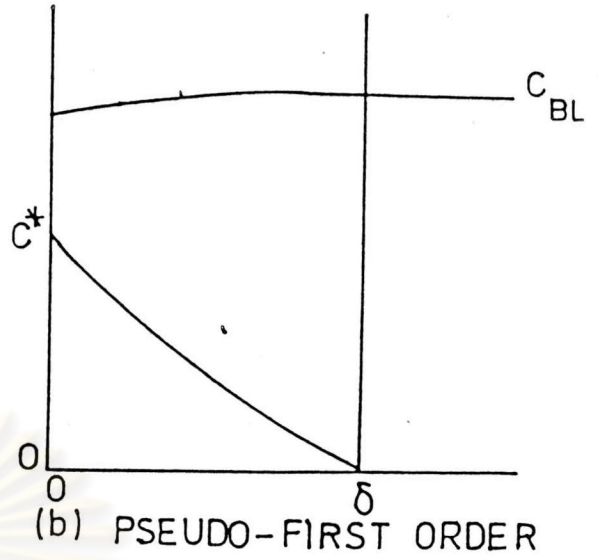
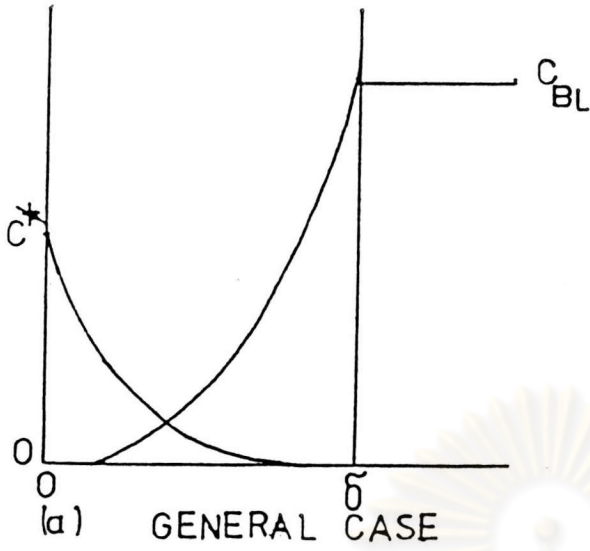
แนวความเข้มข้น (concentration profile) โดยทั่วไปแสดงให้เห็นถึงภาพที่ 11

(a) เมื่อความเข้มข้นของสารทำปฏิกิริยารอบๆ ผิวสัมผัสมีความแตกต่างกันน้อยเมื่อเปรียบเทียบกับส่วนเนื้อของเหลว (bulk liquid) จะเกิดปฏิกิริยาเป็นชนิด pseudo-first order reaction มีเงื่อนไขของปฏิกิริยา

$$\beta \leq 0.5 \left(1 + \frac{C_{BL}}{2C_A^*}\right) \quad (41)$$

อัตราการดูดซับ

$$R = C_A^* \sqrt{k_L^2 + \frac{D K C_{BL}}{A 2}} \quad (42)$$



รูปที่ ๓. แนวความเข้มข้นของสารทำปฏิกิริยากับก๊าซที่ถูกละลายตามทฤษฎีแบบฟิล์ม

(b) ถ้ากรณีที่มี β ไม่น้อยกว่า 5 แล้ว

$$\sqrt{\frac{DkC}{A^2BL}} \geq 5k_L \quad (43)$$

ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็น fast pseudo-first order มีอัตรา
การดูดซับ

$$R = C^* \sqrt{\frac{DkC}{A^2BL}} \quad (44)$$

(c) ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นทันทีทันใด (instantaneous) เมื่อ

$$\beta \geq 10 \left[1 + \frac{C_{BL}}{ZC^*} \right] \quad (45)$$

อัตราการดูดซับเป็น

$$R = k_L C^* \left[1 + \frac{D_B C_{BL}}{D_A Z C^*} \right] \sqrt{\frac{D_A}{D_B}} \quad (46)$$

เมื่อ C_{BL} มีค่ามากกว่า C^* แล้วสมการที่ 46 จะเปลี่ยน
เป็น

$$R = k_L \frac{C_{BL}}{Z} \sqrt{\frac{D_B}{D_A}} \quad (47)$$

(d) ถ้าเงื่อนไขที่เกิดขึ้นระหว่างกรณี (a) กับ (c) ซึ่งสารทำปฏิกิริยา
ที่อยู่รอบๆพื้นผิวลดลง แต่ปฏิกิริยายังไม่เร็วพอที่จะเกิดปฏิกิริยาแบบทันทีทันใด
อัตราการดูดซับ

$$R = k_L C^* \left[1 + \frac{D_B C_{BL}}{D_A Z C^*} \right] \quad (48)$$

หรือ

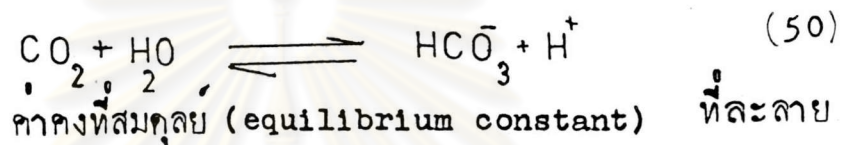
$$R = k_L \frac{C_{BL} D_B}{Z D_A} \quad (49)$$

ในทางปฏิบัติ ความแตกต่างของสมการ(46) กับ(48) หรือ (47) กับ(49) มีความแตกต่างกันน้อยมาก

2.8.2 การดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในระบบคาร์บอนเนตไบคาร์บอนเนต

ก.) ปฏิกริยาระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์กับ น้ำ
ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะละลายใต้น้ำกลาง

เกิดปฏิกิริยา



เจือจางมากๆ

$$K_1 = \frac{[\text{H}^+][\text{HCO}_3^-]}{[\text{CO}_2]} \quad (51)$$

จากอุณหภูมิต่างๆสามารถหาค่าคงที่สมดุลได้โดย

$$\log K_1 = -34047/T + 14843 - 0.03279T \quad (52)$$

เมื่อ K_1 มีหน่วยเป็นกิโลกรัมโมลต่อลูกบาศก์เมตร
 T มีหน่วยเป็นองศาเคลวิน (degree kelvin)

สมการที่ (52) ใช้ได้ที่อุณหภูมิ 0 ถึง 50 องศาเซลเซียส

ปฏิกิริยาเป็นกำลังหนึ่ง ค่าอัตราคงที่ของอุณหภูมิต่างมีไว้ที่ตารางที่ 5 ซึ่งอาจจะสรุปได้ว่า

$$\log k_{\text{HO}_2} = 329.850 - 110.541 \log T - \frac{172654}{T} \quad (53)$$

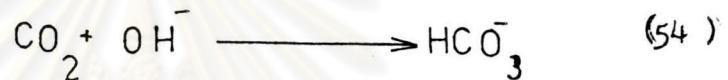
เมื่อ k_{HO_2} เป็นค่าอัตราคงที่กำลังหนึ่ง (first-order rate constant) มีหน่วยเป็นต่อวินาที และ T คืออุณหภูมิ

ผลของ ionic strength ของสารละลายที่มีต่ออัตราคงที่มีน้อยมากไม่จำเป็นต้องเอามาพิจารณา (Boughton และ Booth, 1938)

ตารางที่ 5
อัตราคงที่ของปฏิกิริยาระหว่างก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำ
(Danckwerts และ Sharma , 1966)

อุณหภูมิ (degree °C)	0	15	25	38
k_{H_2O} (sec ⁻¹)	0,002	0.011	0.026	0.062

ข.) ปฏิกิริยาระหว่างก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไฮดรอกไซด์ไอออน
ปฏิกิริยาของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์กับไฮดรอกไซด์ไอออน
เกิดเป็นปฏิกิริยากำลังสอง (second order)



$$R_A = k_{OH^-} [CO_2] [OH^-] \quad (55)$$

เมื่อ k_{OH^-} เป็นค่าอัตราคงที่กำลังสอง มีหน่วยเป็นลูกบาศก์เมตร
ต่อกิโลกรัมโมลต่อวินาที ค่า k_{OH^-} ในสารละลายที่เจือจางมากๆ แสดงไว้
ที่ตารางที่ 6 และอาจจะสรุปได้โดยสมการ (Pinsent และคณะ , 1956)

$$\log k_{OH^-} = 13.635 - \frac{2895}{T} \quad (56)$$

ตารางที่ 6

อัตราคงที่ของปฏิกิริยาระหว่างก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และไฮดรอกไซด์
ไอออนที่เจือจางมากๆ (infinite dilution)
(Danckwerts และ Sharma , 1966)

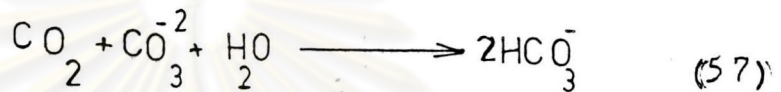
อุณหภูมิ (C°)	0	10	20	30	40
k_{OH^-} (sec ⁻¹)	1095	2550	5900	12400	24000

ในสารละลายที่มีสภาพเป็นค่าง ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ทำปฏิกิริยา
กับน้ำกึ่งสมการ(50) ไฮดรอกไซด์ไอออนที่เกิดขึ้นจะทำปฏิกิริยากับ ไฮดรอกไซด์
ไอออนทันที

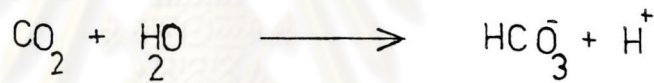


ผลจากปฏิกิริยานี้ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ถูกเปลี่ยนเป็นไบคาร์บอเนต
อิออนทำให้ปฏิกิริยาโดยตรงของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำเกิดขึ้นน้อย

ค.) การดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายบัฟเฟอร์
เมื่อก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซับในสารละลายที่มี
คาร์บอเนตและไบคาร์บอเนต ปฏิกิริยารวมของปฏิกิริยาย่อยคือ



ปฏิกิริยานี้เกิดจากการรวมปฏิกิริยาย่อยหลายปฏิกิริยา ในสาร
ละลายทางเจือจางก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เกิดปฏิกิริยาโดยตรงสองปฏิกิริยา
คือ สมการที่(50) และ(54)



นอกจากสมการดังกล่าวแล้วยังมีปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นทันที (instantaneous
reaction)

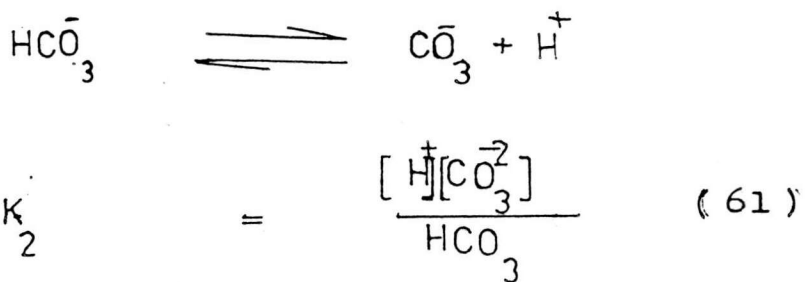


ดังนั้นปฏิกิริยารวมที่(57) (58) และ(59) จึงอาจจะสรุปได้ว่าเป็น
ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นทันที เนื่องจากอาจจะเกี่ยวข้องกับกระบวนการแลกเปลี่ยน
โปรตอน อัตราการดูดซับจึงถูกควบคุมโดยอัตราของปฏิกิริยา(50)และ(54)
ซึ่งแสดงโดย

$$R_A = \left(k_{\text{H}_2\text{O}} + k_{\text{OH}^-} [\text{OH}^-] \right) [\text{CO}_2] \quad (60)$$

ความเข้มข้นของไฮดรอกซิลอิออนหาได้จากปรากฏการณ์ของบัฟเฟอร์

ปฏิกิริยาคือ



ดังนั้น

$$[\text{OH}^-] = \frac{K_w [\text{CO}_3^{2-}]}{K_2 [\text{HCO}_3^-]} = K_f \beta_C \quad (63)$$

เมื่อ

$$K_f = \frac{K_w}{K_2}$$

$$\beta_C = \frac{[\text{CO}_3^{2-}]}{[\text{HCO}_3^-]}$$

อัตราส่วนบัฟเฟอร์ = β_C

ค่าแตกตัวของที่อื่นกับสอง K_2 ที่อุณหภูมิต่างๆในสารละลายเจือจางมากๆหาได้ดังนี้

$$\log K_2 = -\frac{2902.4}{T} + 6.498 - 0.0238T \quad (64)$$

K_2 มีหน่วยเป็นกิโลกรัมโมลต่อลูกบาศก์เมตร
 T มีหน่วยเป็นองศาเซลวิน

ที่ศูนย์องศาเซลเซียสและในสารละลายเจือจางมากๆอาจจะเขียนอัตราการดูดซึม

$$R_A = (k_{\text{H}_2\text{O}} + k_{\text{OH}^-} K_f \beta_C) [\text{CO}_2] \quad (65)$$

$$= (0.016 + 0.85 \beta_C) \cdot [\text{CO}_2]$$

จะเห็นว่าปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำมีผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาน้อยมาก นอกเสียจากอัตราส่วนการเกิดคาร์บอนเนตสูงๆ ($\beta \rightarrow 0$) อย่างไรก็ตาม ปฏิกิริยาอาจจะถูกเร่งให้เร็วกว่าปฏิกิริยาที่มีไฮดรอกซิลไอออน ในเมื่อมีอัตราการเกิดคาร์บอนเนตต่างๆ โดยการเติมตัวเร่ง

ถ้าความเข้มข้นของสารละลายมาก ค่าของ k_{OH^-} และ K_f ถูกรบกวนด้วยกำลังไอออน (ionic strength) ผลของกำลังไอออนนี้ทำให้ผลคูณของ k_{OH^-} กับ K_f ลดลง แต่ผลอันนี้ไม่สำคัญมากนักเพราะ k_{OH^-} เพิ่มขึ้นและค่า K_f นั้นลดลงเมื่อกำลังไอออนเพิ่มขึ้น

เมื่อปฏิกิริยาในสมการที่ (59) อยู่ในสภาพสมดุล สามารถหา C^* ได้โดย

$$C^* = \frac{1}{K_d} \cdot \frac{[HC\bar{O}_3]}{[OH^-]} = \frac{1}{K_d K_f} \frac{[HC\bar{O}_3]}{[CO_3^{2-}]} \quad (66)$$

ผลคูณของ K_d และ K_f เป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิและมีค่าน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับความเข้มข้นที่ 20 องศาเซลเซียสและสารละลายเจือจางมาก

$$(K_d \cdot K_f) = 1.0 \times 10^{-4}$$

ง.) ปฏิกิริยาระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำและไฮโดรเจนคาร์บอเนต

การกุกซิมก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายบัฟเฟอร์ อาจจะถูกเร่งโดยการไฮดรอกซิลไอออน บวกบาทของตัวเร่งจะไปเพิ่มอัตราของปฏิกิริยา (rate of reaction) ระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ทำให้ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการกุกซิมกาศมีความสมบูรณ์ ปฏิกิริยาถูกเร่งเพิ่มขึ้นเล็กน้อย โดยการบอเนตไอออน (Roberts และ Danckwerts, 1962) และการเร่งเพิ่มมากขึ้นเมื่อมีอาร์เซไนต์หรือไฮโปคลอไรต์หรือฟอร์หมอลูคัสไฮค์ เมื่อไฮดรอกซิลไอออนทำให้เพิ่มอัตราการกุกซิมที่แปรผันตามความเข้มข้นของอาร์เซไนต์

ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกกักขังในสารละลายโปแตสเซียมคาร์บอเนต อีออนบางส่วนถูกเปลี่ยนเป็นไบคาร์บอเนตอีออน ดังนั้นถ้าคาร์บอเนตอีออน เป็นตัวทำปฏิกิริยา อัตราของปฏิกิริยา เป็นสัดส่วนกับความเข้มข้นของไฮดรอกไซด์อีออนหรือเป็นสัดส่วนกับอัตราส่วนความเข้มข้นของคาร์บอเนตและไบคาร์บอเนตอีออน ความเข้มข้นของไฮดรอกไซด์อีออนในสารละลายใกล้เคียงกับผิวของ ฟองก๊าซไม่ใกล้เคียงกัวยสาเหตุนอกจากการกักขังก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ในกรณีนี้เกิดปฏิกิริยาชนิด pseudo-first order

อัตราการเกิดปฏิกิริยาแสดงโดยสมการ (42) เกณฑ์มาตรฐาน สำหรับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกกักขังในสารละลายโพแทสเซียม เมื่อเกิดปฏิกิริยานั้น Danckwerts ได้กำหนดว่า

$$C^* = \left[\frac{1}{c} + \frac{2}{b'} \right] \left[\sqrt{1 + \frac{D_A K_{OH} [OH]}{k_L^2}} - 1 \right] \lll 1 \quad (67)$$

เมื่อ c เป็นความเข้มข้นของคาร์บอเนตอีออน $[CO_3^{2-}]$

b' เป็นความเข้มข้นของไบคาร์บอเนตอีออน $[HCO_3^-]$

ถ้าใช้ตัวเร่งเป็นอาร์เซไนต์ ปฏิกิริยาที่เกิดอาจสรุปได้ว่าเป็น pseudo-first order reaction ที่ใกล้ๆพื้นผิวฟองก๊าซความเข้มข้นของ อาร์เซไนต์อีออนไม่คงที่เจือจางหรือขาดหายไป ทั้งนี้มีสาเหตุจากการที่เกิดกรก อาร์เซไนต์ อัตราการกักขังจึงได้จากสมการที่ (42) เป็น

$$\begin{aligned} R &= C^* \sqrt{k_L^2 + \frac{D_A K_{AS}}{2 B L}} \\ \text{ในเมื่อ } \frac{k_{AS}}{2 B L} &= \left(k_{OH} [OH] + k_{AS} [As(OH)_2 O^-] \right) \end{aligned} \quad (68)$$

เกณฑ์มาตรฐานที่อาร์เซไนต์อีออนใกล้ๆพื้นผิวของสารละลายโปแตสเซียม ไม่เจือจางลงคือ (Danckwerts และ Sharma , 1966)

$$\frac{C^* (1/c + 1/b) \cdot \left(\sqrt{1 + \frac{D_A K_{AS} [As(OH)_2 O^-]}{k_L^2}} - 1 \right)}{1 + \left(\frac{k_{As(OH)_3}}{K_2} \right) \cdot (c/b)} \lll 1 \quad (69)$$

$k_{As(OH)_3}$ คือค่าแตกตัวคงที่ (dissociation constant) ของกรดอาร์เซนิก
 K_2 คือค่าแตกตัวคงที่ของไบคาร์บอเนตอิออน

ถ้าตัวเร่งที่เติมมีความเข้มข้นพอเพียง คาร์บอนไดออกไซด์จะทำปฏิกิริยาทันที เกิดปฏิกิริยาไม่ผันกลับ (irreversible) อัตราการดูดซับที่มีต่อขอบเขตปฏิกิริยาจะถูกควบคุมโดยความสามารถในการแพร่กระจาย อัตราการดูดซับที่แสดงด้วยสมการที่ (46) จึงเขียนใหม่ได้ดังรูป

$$R = k_L C^* \left(1 + \frac{D_{CO_3} [CO_3^{-2}]}{D_{CO_2} C^*} \right) \sqrt{\frac{D_{CO_2}}{D_{CO_3}^{-2}}}$$

เงื่อนไขสำหรับกรณีนี้คือ (Danckwerts และ Sharma, 1966)

$$\sqrt{D_A k_{As} [As(OH)_2 O^-] k_L} \gg [CO_3^{-2}] / C^*$$

ค่าของ k_{As} ที่อุณหภูมิต่างๆหาได้จาก

$$\log k_{As} = 12.2 - \frac{2830}{T} \quad (70)$$

ค่าแรกของการแตกตัวคงที่ของกรดอาร์เซนิกที่ 29 องศาเซลเซียสเขียนได้ในรูปของกำลังอิออน (ionic strength)

$$pk_{As(OH)_3} = 9.294 - \frac{\sqrt{I}}{1 + 3.03\sqrt{I}} + 0.0551 \quad (71)$$

($0 < I < 1.5$) กิโลกรัมอิออนต่อลูกบาศก์เมตร

จ.) ปฏิกิริยาผันกลับ (Reversible Reaction)

เมื่อปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอเนตมีอัตราสูง ทำให้เกิดการผันกลับ (reverse reactions) พร้อมกับมีความดันกลับ (back pressure) ที่เกิดจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนั้นจึงเกิดสิ่งต่อไปนี้

1. สารละลายคาร์บอเนต ไบคาร์บอเนต

สำหรับปฏิกิริยา Pseudo-first order ถ้ามีเงื่อนไขดังเช่น

(67)แล้ว

$$R = (C^* - C_b) \sqrt{k_L^2 + \frac{D_A K C}{2 B L}} \quad (72)$$

เมื่อ

$$C_b = \frac{K_2 [\text{HCO}_3^-]}{K_1 [\text{CO}_3^{2-}]} \quad (73)$$

$$= \frac{K_2}{K_1} [K^+] \frac{2\alpha}{(1-\alpha)}$$

ในสมการการดูดซับก๊าซข้างบนนั้น $[K^+]$ คือความเข้มข้นรวมของโปแตสเซียมและ α คืออัตราส่วนของการเกิดคาร์บอเนต (carbonation ratio)

ในปฏิกิริยา reversible instantaneous อากาศทุกชนิดแบบฟิล์มของการแพร่กระจายของไอออนแต่ละชนิดควาสมมติเท่ากัน อัตราส่วนของการดูดซับจึงเป็น

$$R = k_L \left[\left(C^* + \frac{b'_i}{2} \right) - \left(C_b + \frac{b'}{2} \right) \right] \quad (74)$$

b' คือความเข้มข้นของโบคาร์บอเนตในเนื้อของสารละลาย (bulk)

b'_i คือความเข้มข้นของโบคาร์บอเนตไอออนในผิวสัมผัส (interfacial)

$$b' = \frac{C^*}{2} \left[\sqrt{\left(\frac{1}{4K^2} + \frac{[K^+]}{KC^*} - \frac{1}{2K} \right)} \right]$$

$$K = \frac{K_2}{K_1}$$

2. สารเร่งปฏิกิริยาคิวอาร์เซไนท์

เงื่อนไขที่ (67) สำหรับปฏิกิริยาเป็นแบบ pseudo-first order ทำให้สมการการดูดซับก๊าซเป็นดังนี้

$$R = (C^* - C_b) \sqrt{k_L^2 + \frac{Dk_{As} [As(OH)O^-]}{2} + \frac{Dk_{OH} [OH^-]}{A_{OH}}} \quad (75)$$

เมื่อ k_{As} เป็นอัตราคงที่ของ $As(OH)_2O^-$ มีหน่วยลูกบาศก์เมตร/กิโลกรัมโมล-วินาที