

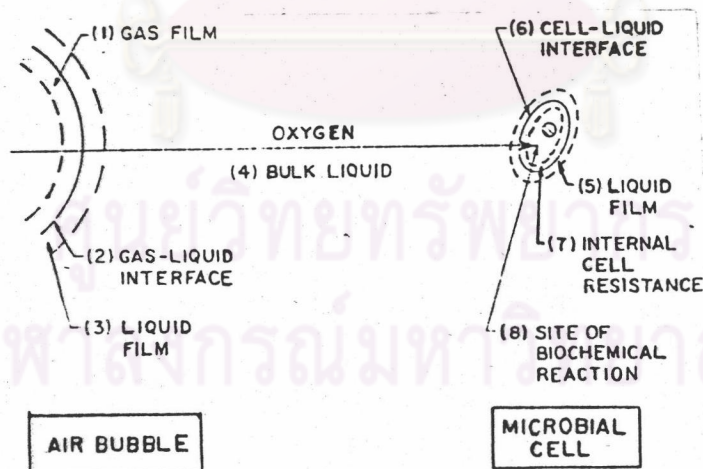


ทฤษฎีและการวิจัยที่เกี่ยวกับเครื่องปฏิกรณ์ของไหลลอยตัวด้วยลม

ในระบบบำบัดน้ำเสียแบบเครื่องปฏิกรณ์ความเข้าใจพื้นฐานความรู้ทางด้านการถ่ายเทมวลของก๊าซกับของเหลว และทางด้านไฮดรอนามิค มีความสำคัญมากเพราะว่าพื้นฐานข้างต้นใช้วิเคราะห์และออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียแบบเครื่องปฏิกรณ์ ได้ตามต้องการ

2.1 การถ่ายเทมวลของก๊าซกับของเหลว

การเคลื่อนย้ายออกซิเจนจากก๊าซไปสู่จุลินทรีย์นั้นจะต้องมีความต้านทานในการเคลื่อนย้ายออกซิเจนจากฟองอากาศไปสู่เซลล์ของจุลินทรีย์รวมทั้งหมด 8 ประเภท ดังรูปที่ 2.1, (Moo-Young and Blanch, 1981)



รูปที่ 2.1 การถ่ายเทออกซิเจนจากฟองอากาศไปสู่เซลล์ของจุลินทรีย์

1. ความต้านทานบริเวณฟิล์มของก๊าซในฟองอากาศ
2. ความต้านทานบริเวณพื้นผิวระหว่างก๊าซกับของเหลว
3. ความต้านทานบริเวณฟิล์มของของเหลว
4. ความต้านทานบริเวณของเหลว
5. ความต้านทานบริเวณฟิล์มของของเหลว
6. ความต้านทานบริเวณพื้นผิวระหว่างของเหลวกับเซลล์
7. ความต้านทานบริเวณเซลล์ภายใน
8. ความต้านทานบริเวณแหล่งที่มีปฏิกิริยาทางชีวเคมี

ในทางปฏิบัตินั้น ของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ จะมีลักษณะการไหลของของเหลวไปทางบับป่วน ดังนั้น ความต้านทานบริเวณของเหลว (หมายเลข 4) จะมีน้อย สำหรับจุลินทรีย์ ซึ่งมีลักษณะเซลล์เดี่ยว หรือเซลล์ที่กระจายอยู่นั้น ทำให้ความต้านทานบริเวณอื่นเนื่องจากฟิล์มของก๊าซบนพื้นผิวของเซลล์ (หมายเลข 5) มีค่าน้อยและเนื่องจากการที่มีการเคลื่อนหรือถ่ายเทออกซิเจนผ่านเยื่อของเซลล์ พร้อมกับพื้นที่ผิวของเซลล์มีค่ามาก และอัตราการทำปฏิกิริยาทางชีวเคมีที่มากนั้น ทำให้ความต้านทานบริเวณพื้นผิวระหว่างของเหลวกับเซลล์ (หมายเลข 6) และ ความต้านทานบริเวณในแหล่งที่มีปฏิกิริยาทางชีวเคมี (หมายเลข 8) มีค่าน้อยด้วย ซึ่งความต้านทานบริเวณพื้นผิวระหว่างของเหลวกับเซลล์ (หมายเลข 6) จะมีค่าน้อยนั้นเราสามารถพิสูจน์ได้ดังนี้

พิจารณาที่ พื้นผิวระหว่างของเหลวกับเซลล์

ที่สถานะคงที่ อัตราการบริโภคออกซิเจนต่อเซลล์, r_{o_2} , ($\text{kgO}_2 \text{m}^{-3} \text{s}^{-1}$)

ต้องมีค่าเท่ากับ อัตราการจ่ายออกซิเจน

ซึ่งเซลล์ของจุลินทรีย์อยู่ในของเหลวนั้นค่าความแตกต่างระหว่าง ความเข้มข้นของออกซิเจนบริเวณพื้นผิวระหว่างของเหลวกับเซลล์ และของเหลว, ΔC มีดังต่อไปนี้
ดังนั้น

$$\Delta C = \frac{r_{o_2} \text{ ต่อเซลล์}}{k'_L a'} \dots \dots \dots (A.1)$$

เมื่อ k'_L = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทออกซิเจนในของเหลวนิ่งรอบเซลล์ของจุลินทรีย์ (ms^{-1})
 r_{o_2} = อัตราการบริโภคออกซิเจนต่อเซลล์ ($\text{kgO}_2 \text{m}^{-3} \text{s}^{-1}$)
 a' = พื้นที่ผิวต่อปริมาตรเซลล์ของจุลินทรีย์ (m^{-1})

จากทฤษฎีของการแพร่ในการถ่ายเทมวลไปสู่สภาวะที่มีลักษณะทรงกลม ซึ่ง Moo-Young และ Blanch, 1981 กำหนด

$$\text{The Sherwood number} = Sh = k'_L d_p / D_L = 2 \dots\dots\dots (A.2)$$

$$\text{เมื่อ } d_p = \text{เส้นผ่าศูนย์กลางของเซลล์จุลินทรีย์} = 4.0 \times 10^{-6} \text{ m}$$

$$D_L = \text{การแพร่ของโมเลกุลของออกซิเจนในน้ำ}$$

$$\text{ที่ } 20^\circ\text{C} = 1.80 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \text{S}^{-1}$$

$$\text{จากสมการ (A.2)} \quad k'_L = 2D_L / d_p \dots\dots\dots (A.3)$$

$$\text{ซึ่งพื้นที่ต่อปริมาตรของเซลล์, } a' = \frac{A}{V} = \frac{(\pi d_p)^2}{(\pi d_p^3 / 6)} = \frac{6}{d_p} \dots\dots (A.4)$$

จากสมการ (A.3) และสมการ (A.4)

$$k'_L a' = \frac{12D_L}{d_p^2} = \frac{12 \times 1.8 \times 10^{-9}}{(4 \times 10^{-6})^2}$$

$$= 1.35 \times 10^3 \text{ S}^{-1}$$

อัตราการบริโภคออกซิเจน ซึ่งใช้ในการคำนวณนั้นมีค่าเท่ากับ

$$\text{เมื่อ } r_{O_2} = q \mu_{\max} X$$

$$q = \text{สัมประสิทธิ์การเติบโตบนออกซิเจน} = 0.5$$

$$\mu_{\max} = \text{อัตราการเติบโตจำเพาะสูงสุดของจุลินทรีย์}$$

$$= \frac{\ln 2}{t_d}, \quad t_d = \text{ระยะเวลาเฉลี่ยของฟองอากาศในของเหลว}$$

$$= 30 \text{ min}$$

$$X = \text{ความเข้มข้นมวลชีวภาพ, สำหรับน้ำที่มีมวลชีวภาพ 90\% เท่า}$$

$$\text{กับ } 180 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$\text{ดังนั้น } r_{O_2} = 0.5 \times \frac{\ln 2}{30 \times 60} \times 180$$

$$= 0.035 \text{ kgO}_2 \cdot \text{m}^{-3} \text{S}^{-1}$$

เนื่องจาก ปริมาตรเซลล์ของจุลินทรีย์ มีค่าเท่ากับ $\pi d_p^3 / 6$

จำนวนของเซลล์ ต่อปริมาตรเซลล์ของจุลินทรีย์มีค่าเท่ากับ

$$\begin{aligned} \text{ความเข้มข้นของเซลล์} &= \frac{6 \times 180}{\pi d_p^3} \\ &= 5.37 \times 10^{18} \text{ เซลล์ต่อลูกบาศก์เมตร} \\ &= 0.035 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น } r_{O_2} \text{ ต่อเซลล์} &= \frac{5.37 \times 10^{18}}{6.52 \times 10^{-21}} \text{ kgO}_2/\text{เซลล์-วินาที} \\ &= 6.52 \times 10^{-21} \text{ kgO}_2/\text{เซลล์-วินาที} \end{aligned}$$

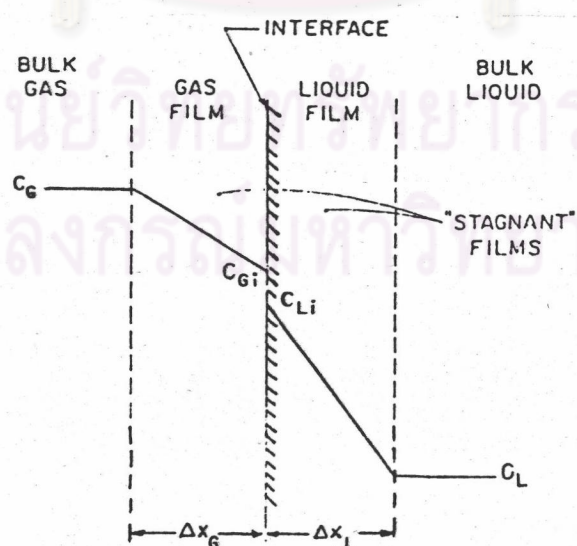
ซึ่งค่าความแตกต่างของความเข้มข้นของออกซิเจนในฟิล์มของเหลวบริเวณพื้นผิวของเซลล์มีค่าเป็น

$$\begin{aligned} \Delta C &= \frac{6.52 \times 10^{-21}}{1.35 \times 10^{-3}} \\ &= 5 \times 10^{-2} \text{ kgm}^{-3} \end{aligned}$$

โดยค่านี้น้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับบริเวณพื้นผิวสัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวซึ่งค่าความเข้มข้นของออกซิเจนในของเหลวที่ติดกับพื้นผิวของจุลินทรีย์จะเหมือนกับค่าในของเหลวด้วย และ ความต้านทานบริเวณเซลล์ภายใน (หมายเหตุ 7) ไม่น่ามาคิดเนื่องจากเอนไซม์ สำหรับการหายใจของเนื้อเยื่อเซลล์มีค่ามาก นั่นเอง

ดังนั้นรอบ ๆ ของพื้นผิวสัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวจะมีค่าความต้านทานมากกว่า จึงทำให้ต้องพิจารณากันในช่วงนี้ พิจารณารูปที่ 2.2

ทิศทางของการแพร่



รูปที่ 2.2 บริเวณพื้นผิวระหว่างก๊าซกับของเหลว แสดงการกระจายความเข้มข้นของออกซิเจนในฟิล์มที่สภาวะคงที่

จาก กฎข้อที่หนึ่งของ Fick

Mass Flux ของการแพร่ มีค่าดังนี้

$$J_{O_2} = \frac{D \Delta C}{\Delta X} \quad (\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}) \dots (2.1)$$

เมื่อ ΔC = ความลาดชันของความเข้มข้น (kgm^{-3})

D = การแพร่โมเลกุลของออกซิเจนในฟิล์ม $(\text{m}^2\text{s}^{-1})$

ΔX = ความหนาของฟิล์ม (ม)

และ $k = \text{สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล} = \frac{D}{\Delta X}$

จากสมการ (2.1) สามารถเขียนในแต่ละฟิล์ม ได้ดังนี้

$$J_{O_2} = k_g(C_g - C_{g,i}) = k_L(C_{L,i} - C_L) \dots (2.2)$$

เมื่อ k_g และ k_L = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในฟิล์มของก๊าซและของเหลว (ms^{-1})

C_g และ C_L = ความเข้มข้นของออกซิเจนในสถานะก๊าซและสถานะของเหลว (kgm^{-3})

$C_{g,i}$ และ $C_{L,i}$ = ความเข้มข้นของออกซิเจนที่พื้นผิวสัมผัสของก๊าซและของเหลว (kgm^{-3})

ซึ่งสามารถแสดงในรูปของแรงขับเคลื่อนความเข้มข้นทั้งหมดดังนี้

$$J_{O_2} = K_L (C^* - C_L) \dots (2.3)$$

เมื่อ K_L = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลทั้งหมดในฟิล์มของของเหลว (ms^{-1})

C^* = ความเข้มข้นสมดุลของของเหลว (kgm^{-3})

สำหรับ ก๊าซ เช่น ออกซิเจนนั้น

จาก กฎของ Henry

$$C_g = HC^* \dots (2.4)$$

จากสมการ (2.2) , (2.4) และ $C_{L,i} = HC_{g,i}$ จะได้

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{Hk_g} \dots (2.5)$$

เมื่อ $H =$ The Henry's constant

จาก Bailey และ Ollis, 1977 ; H มีค่าเท่ากับ 30 สำหรับ ออกซิเจนในน้ำพร้อมทั้ง k_c มีค่ามากกว่า k_L มากและ ความหนาในฟิล์มของก๊าซมีค่าน้อยกว่าความหนาในฟิล์มของของเหลวจะได้

$$\frac{1}{K_L} \approx \frac{1}{k_L} \dots\dots\dots(2.6)$$

ดังนั้นจะพบว่าความต้านทานบริเวณพื้นที่สัมผัสตรงของเหลว มีผลมากที่สุดในการพิจารณาแต่ข้อสมมติฐานข้างต้นนั้นลักษณะการไหลของของเหลวที่ไม่เป็นแบบปั่นป่วน อาจจะไม่ถูกต้องมากนักและข้อกำหนดหนึ่งก็คือสมมติให้ อัตราการถ่ายเทมวลบริเวณพื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวจะคงที่กับเวลาตามกฎข้อที่หนึ่งของ Fick แต่ในทางปฏิบัตินั้นตรงบริเวณพื้นที่สัมผัสระหว่าง ก๊าซกับของเหลวบางช่วงอาจจะมีอัตราการถ่ายเทมวลที่คงที่

จากสมการ (2.3) และ (2.6) จะได้

$$J_{O_2} = k_L (C^* - C_L) \dots\dots\dots(2.7)$$

โดยทั่วไปนั้น k_L จะแปรผันกับ D_L^m ซึ่ง m อาจจะเป็น $\frac{1}{2}, \frac{2}{3}, 1$ แล้วแต่กลไก

ทางด้าน การถ่ายเทมวล ภายใต้อุสภาวะเงื่อนไขทางกายภาพและทางไฮโดรไดนามิก Coulson and Richardson, 1977 ได้หาค่า k_L ในเครื่องปฏิกรณ์ วั้ดังนี้ สำหรับ ของเหลวจำพวกน้ำที่มีสารแขวนลอย ปนอยู่ และ ของเหลวค้ำยน้ำ

$$k_L = \frac{5.63 \times 10^{-5} (g_L^2 D_L \sigma)^{1/2} d_B e^{-0.131 C_s}}{\mu_L^{3/2}}$$

- เมื่อ d_B = เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของฟองอากาศ (ม)
- g = แรงโน้มถ่วงของโลก (ms⁻²)
- g_L = ความหนาแน่นของของเหลว (kgm⁻³)
- D_L = การแพร่ของของเหลว (ม²s⁻¹)
- σ = ความตึงผิว (kgs⁻²)
- μ_L = ความหนืดของของเหลว (Pa.s)
- C_s = ความเข้มข้นของของแข็ง (dry wt/vol % ,g/100 mL)

เนื่องจาก อัตราการถ่ายเทมวล และ Mass Flux ของการแพร่จะมีความสัมพันธ์ดังนี้

$$a_L J_{O_2} = \frac{dC_L}{dt} \dots\dots\dots(2.8)$$

ในเทอมของ อัตราการถ่ายเทมวลของออกซิเจนนั้นสมการ (2.7) อาจเขียนใหม่ได้ดังนี้

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a_L (C^* - C_L) \text{ ที่เวลา } t \text{ ใด ๆ} \dots\dots\dots(2.9)$$

เมื่อ $k_L a_L$ = สัมประสิทธิ์ถ่ายเทมวลของปริมาตรทั้งหมด (s^{-1})

a_L = พื้นที่ผิวสัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวต่อปริมาตรของของเหลว (m^{-1})

โดยที่รูปแบบและรูปร่างของเครื่องปฏิกรณ์ คุณสมบัติของของไหล ความเร็วของก๊าซและความเร็วของของเหลว จะขึ้นอยู่กับ $k_L a_L$ ด้วย

ดังนั้นในการออกแบบจำเป็นต้องทราบ $k_L a_L$ ด้วยและถ้าต้องการเพิ่มการถ่ายเทออกซิเจน นั้นสามารถเพิ่มค่า $(C^* - C_L)$ ได้เช่นกันถ้ากำหนดให้ $k_L a_L$ คงที่

ถ้า อินทิเกรต สมการ (2.9) จะได้

$$\ln \left(\frac{C^* - C_{L0}}{C^* - C_L} \right) = k_L a_L t \dots\dots\dots(2.10)$$

เมื่อ C = ความเข้มข้นของออกซิเจนในของเหลวที่เวลาเท่ากับศูนย์วินาที (kgm^{-3})

C_L = ความเข้มข้นของออกซิเจนในของเหลวที่เวลาใดๆ (kgm^{-3})

C^* = ความเข้มข้นอิ่มตัวของออกซิเจนในของเหลว

หรือ ความเข้มข้นสมดุลของของเหลว (kgm^{-3})



จากทฤษฎีของ Henry

$$C^* = K P_{O_2} \dots\dots\dots (2.11)$$

สำหรับ น้ำบริสุทธิ์

$$K = \frac{\text{ค่าคงที่ของก๊าซ (ที่อุณหภูมิ } 20 \text{ }^\circ\text{C, K มีค่าเท่ากับ } 8 \text{ mg/l-atm)}}{\dots\dots\dots}$$

$P_{O_2} =$ ความดันบางส่วนของออกซิเจนที่อุณหภูมิ 20°C , $P_{O_2} = 0.21$ ที่ อุณหภูมิ 20°C ความดันของไอจะมีค่าเท่ากับ 17.5 mmHg สำหรับ 80% ของ น้ำบริสุทธิ์ในน้ำเสีย

$$C^* = \frac{475 - 265 C_{diss}}{335 + (T-273)} \dots\dots\dots (2.12)$$

เมื่อ $C_{diss} =$ ความเข้มข้นของของแข็งที่ละลายป็นอยู่ (mg/l)

$T =$ อุณหภูมิของของเหลว (K)

สมการข้างต้นสามารถใช้กับความดัน 1 atm ได้ (Weber, 1972)

ความสัมพันธ์ของ ความลึกของท่อ (H) และ ความเข้มข้นอิ่มตัวของออกซิเจน (Hine et., 1975)

ความดันออกกสติกของเครื่องปฏิกรณ์ จะเป็น

$$P = P_0 + \rho g H$$

เมื่อ $P_0 =$ ความดันบรรยากาศ = 1 atm

$\rho =$ ความหนาแน่นของของเหลว = 10^3 kg/m^3

$g =$ แรงโน้มถ่วงของโลก = 9.8 m/s^2

$H =$ ความลึกของท่อ (m)

$$\text{ซึ่ง } 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ N/m}^2 \text{ และ } 1 \text{ N/m}^2 = 1 \text{ kg/m-s}^2$$
$$10^3 \times 9.81 \text{ H}$$

$$\text{ดังนั้น } P = 1 + \frac{\dots\dots\dots}{101,325}$$

$$P = 1 + 0.09684 \text{ H}$$

ถ้าไม่นำความดันไออิ่มตัวมาคิด ดังนั้นความดันบางส่วนของออกซิเจนจะได้ดังนี้

$$P_{O_2} \text{ ที่อุณหภูมิใด ๆ} = 0.21 P = .021 \times (1 + 0.09684 H) \dots\dots\dots (2.13)$$

จากสมการ (2.11) และ (2.13) จะได้

$$C^* = 0.21 k(1 + 0.09684 H) \dots\dots\dots (2.14)$$

สำหรับ น้ำเสีย

$$C^* = 0.8 \times 0.21 k(1 + 0.09684 H) \dots\dots\dots (2.15)$$

เมื่อ C^* = ความเข้มข้นอิ่มตัวของออกซิเจน (mg/l)

k = ค่าการดูดซึมของก๊าซ ที่อุณหภูมิใด ๆ , (mg/l-atm)

H = ความลึกของท่อ (ม)

2.2 ไฮโดรไดนามิกของก๊าซ-ของเหลว

พารามิเตอร์ทางด้านไฮโดรไดนามิกของก๊าซ-ของเหลว ต่างๆ ในการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์ ที่มีความสำคัญมีหลายตัว เช่น เศษส่วนช่องว่างทั้งหมด (ϵ) เศษส่วนช่องว่างทางด้าน riser (ϵ_r) และ downcomer (ϵ_d) ขนาดของการหมุนเวียนของของเหลวและ สัมประสิทธิ์การกระจายของของเหลว (E_L)

2.2.1 เศษส่วนช่องว่าง

มีความหมายดังนี้

- อัตราส่วนของปริมาตรของ ก๊าซ ต่อปริมาตรทั้งหมดหรือ
- อัตราส่วนของพื้นที่หน้าตัดที่เป็น ก๊าซ ต่อพื้นที่หน้าตัดทั้งหมด

ดังนั้น เศษส่วนช่องว่าง
$$= \frac{V_g}{V_g + V_L} \dots\dots\dots (2.16)$$

เมื่อ V_g = ปริมาตรของก๊าซในเครื่องปฏิกรณ์
 V_L = ปริมาตรของของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์

โดยที่ เศษส่วนช่องว่างทั้งหมด (ϵ) จะมีความสัมพันธ์กับ เศษส่วนช่องว่าง ทางด้าน Riser (ϵ_r) และทางด้าน Downcomer (ϵ_d) ดังนี้

ปริมาตรทั้งหมดของก๊าซ = ปริมาตรของก๊าซทางด้าน Riser + ปริมาตรของก๊าซทางด้าน Downcomer

$$V_D \epsilon = V_{Dr} \epsilon_r + V_{Dd} \epsilon_d$$

ถ้า $h_{Dr} = h_{Dd} = h_D$.

$$h_D (A_r + A_d) \epsilon = h_{Dr} A_r \epsilon_r + h_{Dd} A_d \epsilon_d$$

หรือ

$$\epsilon = \frac{A_r \epsilon_r + A_d \epsilon_d}{(A_r + A_d)} \dots \dots \dots (2.17)$$

เมื่อ h_D = ความสูงการกระจายของก๊าซ-ของเหลวทั้งหมด (ม)

h_{Dr} = ความสูงการกระจายของก๊าซ-ของเหลว ทางด้าน Riser (ม)

h_{Dd} = ความสูงการกระจายของก๊าซ-ของเหลว ทางด้าน Downcomer (ม)

A_r = ภาคตัดขวางสม่ำเสมอทางด้าน Riser (ม²)

A_d = ภาคตัดขวางสม่ำเสมอทางด้าน Downcomer (ม²)

ใช้ในกรณีที่ เป็นแบบการหมุนเวียนของของเหลวภายในและสามารถใช้กับแบบการหมุนเวียนของของเหลวภายนอกเมื่อความสูงการกระจายทางด้าน Riser และด้าน Downcomer ใกล้เคียงกัน

ความสำคัญ of ค่าเศษส่วนช่องว่าง (ϵ) มีหลายอย่าง เช่น กำหนดระยะเวลาของฟองอากาศในของเหลว กำหนดขนาดของฟองอากาศ (d_b) กำหนดพื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวสำหรับการถ่ายเทมวล (A_L)

จาก (Schugerl, 1981; Shah et al, 1982) ให้สมการของ a_L และ

a_D ดังนี้

เมื่อ $a_L =$ พื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวต่อปริมาตรของของเหลว (m^{-1})
 $a_D =$ พื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลวต่อปริมาตรทั้งหมดของก๊าซกับของเหลว (m^{-1})

จากข้อกำหนด

$$= \frac{V_G}{V_G + V_L} \dots\dots\dots (2.18A)$$

สมมติว่าฟองอากาศมีลักษณะวงกลม,

ดังนั้นปริมาตรของอากาศทั้งหมดในการกระจายในของเหลวจะเป็น

$$V_G = \frac{N \pi d_B^3}{6} \dots\dots\dots (2.18B)$$

เมื่อ $N =$ จำนวนของฟองอากาศในของเหลว

$d_B =$ เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของฟองอากาศ (m)

ซึ่ง พื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลว (A_L) ในของเหลวเป็น

$$A_L = N \pi d_B^2 \dots\dots\dots (2.18C)$$

ดังนั้น พื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลว (A_L) ต่อ ปริมาตรของของเหลว คือ

$$a_L = \frac{A_L}{V_L} = \frac{N \pi d_B^2}{V_L} \dots\dots\dots (2.18D)$$

ซึ่งพื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลว ต่อ ปริมาตรทั้งหมดของก๊าซกับของเหลว (a_D) คือ

$$a_D = \frac{A_L}{\frac{V_a + V_L}{N \pi d_B^2}} \dots \dots \dots (2.18E)$$

จากสมการ (2.18A)

$$V_L = \frac{V_G (1 - \epsilon)}{\epsilon} \dots \dots \dots (2.18F)$$

และ

$$V_L + V_G = \frac{V_G}{\epsilon} \dots \dots \dots (2.18G)$$

จากสมการ (2.18B) และ (2.18F) จะได้

$$V_L = \frac{N \pi d_B^3 (1 - \epsilon)}{6 \epsilon} \dots \dots \dots (2.18H)$$

และจากสมการ (2.18D) และ (2.18H) จะได้

$$a_L = \frac{6 \epsilon}{d_B (1 - \epsilon)} \dots \dots \dots (2.18I)$$

จากสมการ (2.18B), (2.18G) และ (2.18E) จะได้

$$a_D = \frac{6 \epsilon}{d_B} \dots \dots \dots (2.19)$$

สมการ (2.18), และ (2.19) นั้น จะแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เศษส่วนช่องว่าง (ε) และ พื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลว

เนื่องจากการวัดโดยตรงของค่าพื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลว, ขนาดของฟองอากาศ ชากและ พารามิเตอร์เหล่านี้ใช้กันน้อยในการออกแบบ แต่จะนิยมใช้การวัดค่าของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลของปริมาตรทั้งหมด (k_La_L) มากกว่า ซึ่งมีความสัมพันธ์กันดังนี้

$$k_L a_L = \frac{k_L a_D}{1 - \epsilon}$$

สังเกตว่าสมการ (2.18) และ (2.19) นั้นค่า พื้นที่สัมผัสระหว่างก๊าซกับของเหลว จะเพิ่มขึ้นโดยการเพิ่มค่าเศษส่วนช่องว่าง (ε) มากขึ้น หรือลดขนาดของฟองอากาศ (d_B) ลง ซึ่งทั้งสองนั้นมีความสัมพันธ์กันอยู่

-ความสัมพันธ์ระหว่างค่าเศษส่วนช่องว่างกับความลึกใด ๆ ซึ่งอยู่ในเทอมค่าเศษส่วนช่องว่างที่ความลึกเท่ากับศูนย์ ได้ดังนี้

ที่อุณหภูมิต่ำ จาก P(H=0) V(H=0) = P(H) V(H)

หรือ
$$\frac{V(H)}{V(H=0)} = \frac{P(H=0)}{P(H)}$$

ดังนั้นจะได้
$$\frac{\epsilon(H)}{\epsilon(H=0)} = \frac{P(H=0)}{P(H)} = \frac{P_{atm}}{P_{atm} + \rho_L g H}$$

2.2.2 การหมุนเวียนของของเหลว

การหมุนเวียนของของเหลวนี้เกิดจากความแตกต่างของความหนาแน่นของของไหลทางด้าน Riser และทางด้าน Downcomer

Blenk, 1979 กำหนดว่า

$$\text{ความเร็วเฉลี่ยของการหมุนเวียน} = U_{LC} = \frac{x_c}{t_c} \dots (2.20)$$

เมื่อ X_c = ความยาวของการหมุนเวียนครบ 1 รอบ (ม)

t_c = เวลาเฉลี่ยสำหรับการหมุนครบ 1 รอบ (s)

Coulson & Richardson, 1977 ได้กำหนดความสัมพันธ์ระหว่าง ความเร็วของของเหลว ในการไหลของของเหลวและก๊าซทางด้าน Riser และ Downcomer ดังนี้

$$U_{Lr} A_r = U_{Ld} A_d \dots \dots \dots (2.21)$$

เมื่อ

U_{Lr} = Superficial Liquid Velocity ทาง
ด้าน Riser (ms⁻¹)

U_{Ld} = Superficial Liquid Velocity ทาง
ด้าน Downcomer (ms⁻¹)

A_r = พื้นที่หน้าตัดทางด้าน Riser (ม²)

A_d = พื้นที่หน้าตัดทางด้าน Downcomer (ม²)

โดยทั่วไป Superficial Liquid Velocity = $U_L = Q_L/A$ และ
Superficial Gas Velocity = $U_g = Q_g/A$

เมื่อ

Q_L = อัตราการไหลของของเหลว (ม³s⁻¹)

Q_g = อัตราการไหลของก๊าซ (ม³s⁻¹)

A = พื้นที่หน้าตัดทั้งหมด (ม²)

ซึ่งความสัมพันธ์ระหว่าง Interstitial Velocity หรือ True linear liquid velocity (V_L) และ Superficial Liquid Velocity (U_L) สามารถใช้แทนกันได้และในสภาวะจริงนั้นการไหลของของเหลวจะมีบางส่วนเกิดฟองอากาศขึ้นในท่อด้วย ดังนั้นจึงใช้ True Linear Liquid Velocity (V_L) แทน Superficial Liquid Velocity (U_L)

$$V_{Ld} = U_{Ld} / (1 - \epsilon_d) \dots \dots \dots (2.22)$$

$$V_{Lr} = U_{Lr} / (1 - \epsilon_r) \dots \dots \dots (2.23)$$

Subscript r = ทางด้าน Riser

Subscript d = ทางด้าน Downcomer

ซึ่ง ค่าการปั่นป่วน สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนทางผนังท่อต่อของไหล การถ่ายเทมวลของก๊าซกับของเหลว และ แรงเฉือนจะมีผลต่อการหมุนเวียนของของไหลด้วย

นอกจากนารามิเตอร์ทางสมรรถนะต่างๆ ที่แสดงข้างต้นแล้วยังมีสมการบางอย่างที่เกี่ยวข้องกับสมการข้างต้นได้แก่ สมการกำลังงานที่ใส่ และ กำลังงานที่สูญเสีย กำลังงานที่ใส่มาจากแหล่ง 2 แหล่งดังนี้

1. การขยายของก๊าซเมื่ออุณหภูมิคงที่ งานที่ถูกลำระหว่างขอบวนการเนื่องจากการขยายของก๊าซ จำนวน n โมลของก๊าซ จาก ปริมาตรเริ่มต้น , V_b ไป ปริมาตรสุดท้าย, V_c

$$\text{จาก } W = \int_{V_b}^{V_c} P dv \dots\dots\dots (2.24)$$

สมมติเป็นก๊าซอุดมคติ

$$P = \frac{nRT}{V} \dots\dots\dots (2.25)$$

จากสมการ (2.24) และ (2.25) เมื่อ อุณหภูมิคงที่

$$W = nRT \ln \frac{V_c}{V_b}$$

หรือ $\frac{W}{t} = \frac{n}{t} RT \ln \frac{V_c}{V_b}$

หรือ กำลังงานที่ใส่ $= P_o = \frac{W}{t} = Q_m RT \ln \frac{V_c}{V_b}$

$$= Q_m RT \ln \frac{P_b}{P_a} \dots\dots\dots (2.26)$$

เมื่อ Q_m = อัตราการไหลของก๊าซ (kmol s⁻¹)

และ subscript b = ช่วงล่างของเครื่องปฏิกรณ์

subscript t = ช่วงบนของเครื่องปฏิกรณ์

จาก $P_b = P_a + \rho_L g h_L$ แทนในสมการ (2.26) จะได้

เมื่อ ρ_L = ความหนาแน่นของของเหลว (kg m⁻³)

h_L = ความสูงของของเหลว (m)

$$P_b = Q_m RT \ln \left(\frac{P_a + \rho_L g h_L}{P_a} \right) = Q_m RT \ln \left(1 + \frac{\rho_L g h_L}{P_a} \right) \dots\dots (2.27)$$

หรือในเทอม กำลังงานที่ใส่จำเพาะ (P_a/V_L)

$$\frac{P_a}{V_L} = \frac{Q_m RT}{V_L} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g h_L}{P_a} \right) \dots\dots\dots (2.28)$$

ซึ่ง Superficial Gas Velocity เลื่อนมีค่า

$$U_o = \frac{1}{h_L} \int_0^{h_L} \dot{U}_o dl \dots\dots\dots (2.29)$$

และ Superficial Gas Velocity ที่จุดใด (\dot{U}_o) คือ

$$U_o = \frac{\tilde{V}}{A} = \frac{Q_m RT}{PA} \dots\dots\dots (2.30)$$

เมื่อ \tilde{V} = อัตราการไหลของปริมาตร (m³ s⁻¹)

A = พื้นที่หน้าตัด (m²)

จากสมการ (2.29) และ (2.30) เมื่อ A, Q_m และ T คงที่

$$U_o = \frac{Q_m RT}{h_L A} \int_{P_o}^{P} \frac{1}{P} dl \dots\dots\dots(2.31)$$

แทนค่า $P = P_h + \rho_L g l$ ในสมการ (2.31) จะได้

$$U_o = \frac{Q_m RT}{h_L A \rho_L g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g h_L}{P_h} \right)$$

แต่ $V_L = \frac{Q_m}{h_L A}$

ดังนั้น $U_o = \frac{Q_m RT}{V_L \rho_L g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g h_L}{P_h} \right) \dots\dots\dots(2.32)$

เมื่อเปรียบเทียบกับสมการ (2.28) กับ (2.32) จะได้

$$\frac{P_o}{V_L} = \rho_L g U_o \dots\dots\dots(2.33)$$

สมการ (2.33) ใช้กับ Bubble Column ที่มีพื้นที่หน้าตัดคงที่ แต่ในกรณีเครื่องปฏิกรณ์
 นั้นค่า Superficial Gas Velocity จะใช้ดังนี้ (Chisti et al., 1989)

$$\frac{P_o}{V_L} = \frac{\rho_L g U_{Gr}}{1 + A_d/A_r} \dots\dots\dots(2.34)$$

ซึ่ง กำลังงานที่ใส่จำเพาะขึ้นกับ ความเร็วของก๊าซโดยตรงด้วย

ซึ่งค่า $\frac{P_o}{V_L}$ และ U_o (หรือ U_{Gr}) จะใช้แทนกันได้

2. พลังงานจลน์
 กำลังงานจลน์สูงสุดที่ตัวพ่นก๊าซ คือ



$$K.E. = \frac{1}{2} G U_0^2$$

เมื่อ U_0 = ความเร็วของก๊าซที่ผ่านรูพ่นก๊าซ (ms^{-1})
 G = การไหลของมวลทั้งหมด (kgs^{-1})

ซึ่ง กำลังงานจลน์จำเพาะที่เป็นจริง คือ $\frac{K.E.}{V_L} = \Omega \frac{G U_0^2}{2 V_L}$

เมื่อ Ω = แפקเตอร์ของประสิทธิภาพมีค่าเท่ากับ 0.06 (Moo-Young และ Blanch, 1981)

ดังนั้น กำลังงานที่ใส่ทั้งหมดต่อปริมาตรของของเหลว

$$\frac{P_0}{V_L} = \rho_L g U_0 + \Omega \frac{G U_0^2}{2 V_L} \dots \dots \dots (2.35)$$

เมื่อพลังงานจลน์ของก๊าซมีค่าไม่เกิน 5% ของ กำลังงานที่ใส่ทั้งหมด ดังนั้น กำลังงานที่ใส่เนื่องจากการขยายของก๊าซเมื่ออุณหภูมิคงที่จึงมีความสำคัญมากกว่า (Chisti et al ., 1989)

สมการคณิตศาสตร์ของเครื่องปฏิกรณ์ของไหลสองตัวด้วยลมแบบท่อร่วมศูนย์กลาง

สมมติฐานดังนี้

1. การไหลแบบคงที่
2. อุณหภูมิของของเหลวคงที่
3. การไหลสม่ำเสมอของก๊าซกับของเหลวสม่ำเสมอในแต่ละพื้นที่หน้าตัด
4. ความหนาแน่นของของเหลวคงที่

จาก กำลังงานที่ใส่ของเครื่องปฏิกรณ์ = กำลังงานที่สูญเสียของเครื่องปฏิกรณ์

หรือ $E_i = E_r + E_s + E_b + E_t + E_f + E_d$ วัตต์(2.36)

เมื่อ $E_b + E_t$ = การสูญเสียพลังงาน เนื่องจาก ความเสียดทานของของไหล ทางช่วงล่างและช่วงบนของเครื่องปฏิกรณ์ (McCabe and Smith, 1956)

$$= (1/2) \rho_L (V_{Lr}^3 K_{Tr} (1 - \epsilon_r) + V_{Ld}^3 K_{Td} (1 - \epsilon_d))$$

สำหรับ เครื่องปฏิกรณ์ของไหลลอยตัวด้วยลมแบบท่อร่วมศูนย์กลางการสูญเสียพลังงาน ทางช่วงบน จะมีค่าต่ำเมื่อเทียบกับช่วงล่าง (Chisti et al., 1988; Kubota et al., 1978)

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น } E_b + E_t &= (1/2) \rho_L V_{Ld}^3 K_{Td} (1 - \epsilon_d) \\ &= (1/2) \rho_L U_{Ld}^3 K_{Td} (1 - \epsilon_d) \\ &= (1/2) \rho_L K_{Td} A_d \frac{U_{Lr} A_r^3}{(1 - \epsilon_d)^2 A_d} \\ &= (1/2) K_B \rho_L U_{Lr}^3 A_r^3, K_B = 11.40 A_d^{0.70} \dots (2.37) \\ &= \frac{(1 - \epsilon_d)^2 (A_d)^2}{A_b^{0.70}} \end{aligned}$$

เมื่อ $0.2 < A_d/A_b < 1.8$

E_f = การสูญเสียพลังงาน เนื่องจาก การเสียดทานจากผนังท่อ เมื่อมีการไหลสองสถานะ
 $= AU_L \Delta P_f$

ซึ่ง $\Delta P_f = 2C_f (\rho_L U_L + \rho_G U_G)^2, \rho_D = (1 - \epsilon) \rho_L + \epsilon \rho_G \dots (2.38)$

$$\frac{\Delta Z}{d \rho_D}$$

และ $C_f = 0.079 Re^{-0.25} = 0.079(\rho_L U_L d (1-\epsilon)^{-1} / \mu_L)^{-0.25}$

$E_f =$ การสูญเสียพลังงาน เนื่องจากการเสียดทานจากผนังท่อเมื่อมีการไหลของของเหลว
 $= AU_L \Delta P_f$

และ $\Delta P_f = \rho_L gh$, $h = \frac{f \Delta h U_L^2}{d g} \dots \dots \dots (2.39)$

$E_i =$ กำลังงานที่ใส่เนื่องจาก การขยายของก๊าซเมื่ออุณหภูมิคงที่

$= Q RT \ln \left(\frac{1 + \rho_D gh_D}{P_h} \right)$

$E_n =$ การสูญเสียพลังงาน เนื่องจากการกระจายคลื่นของฟองอากาศในของเหลวทางด้าน Riser

ให้ ของเหลวทางด้าน Riser เป็น ปริมาตรควบคุม

จาก สมการพลังงาน

$Q_{cv} - (W_s + W_{shear} + W_{other}) = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} e \rho_L dV + \int_{CS} (u_L + P/\rho_L + U_{Lr}^2/2 + gz) \rho_L U_{Lr} A_r$

ซึ่ง Q_{cv} , W_s , W_{shear} และ $\frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} e \rho_L dV$ เท่ากับ 0

และ $W_{other} = -E_i + E_n$

จากสมการต่อเนื่อง

ดังนั้น $U_{Lr} A_r = U_{Ld} A_d$
 $U_{Lr} =$ ค่าคงที่ตลอดหน้าตัดทางด้าน Riser
 $U_{Ld} =$ ค่าคงที่ตลอดหน้าตัดทางด้าน Downcomer

$$\begin{aligned}
 E_1 - E_2 &= (u_{L1} + \frac{P_1}{\rho_L} + \frac{U_{Lr1}^2}{2} + gZ_1) \times (-\rho_L U_{Lr1} A_r) \\
 &\quad + (u_{L2} + \frac{P_2}{\rho_L} + \frac{U_{Lr2}^2}{2} + gZ_2) \times (\rho_L U_{Lr2} A_r) \\
 &= ((u_{L2} - u_{L1}) + \frac{P_2 - P_1}{\rho_L} + \frac{U_{Lr2}^2 - U_{Lr1}^2}{2}) \\
 &\quad + (z_2 - z_1)g \times (\rho_L U_{Lr} A_r) \\
 &= \frac{(P_{atm} - P_{atm} - \Sigma((1 - \epsilon_r)\rho_L + \epsilon_r\rho_o)gah_D + gh_D)}{\rho_L} \\
 &\quad \times (\rho_L U_{Lr} A_r) \\
 &= (-\Sigma(1 - \epsilon_r)gah_D + gh_D) \times (\rho_L U_{Lr} A_r) \\
 E_r &= E_1 + \Sigma(1 - \epsilon_r)\rho_L gah U_{Lr} A_r \\
 &\quad - \rho_L gh_D U_{Lr} A_r \dots\dots\dots(2.40)
 \end{aligned}$$

ดังนั้น

E_D = การสูญเสียพลังงานเนื่องจากแรงต้านการเคลื่อนที่ของอากาศในของเหลว

ให้ของเหลวทางด้าน downcomer เป็นปริมาตรควบคุมจากสมการพลังงาน

$$E_D = -\Sigma(1 - \epsilon_d)\rho_L gah U_{Ld} A_d + \rho_L gh_D U_{Ld} A_d \dots(2.41)$$

E_u = การสูญเสียพลังงาน เนื่องจากการไหลของของไหลผ่านตัวพ่นอากาศ

$$\begin{aligned}
 &= (1/2)C_u \rho_L (V_{Lr}^3 A(1 - \epsilon)) \\
 &\quad , C_u = 11.40 A_r^{0.70} \dots\dots\dots(2.42)
 \end{aligned}$$

ซึ่งค่าต่างๆ จากสมการ 2.42 ใช้คุณสมบัติตรงช่วงตัวพ่นอากาศ ส่วน A คือพื้นที่หน้าตัด

ที่มีตัวพ่นอากาศบรรจุอยู่

- เมื่อ A_r = พื้นที่ว่างสำหรับการไหลของของเหลวผ่านตัวพ่นอากาศ (ม²)
- A_D = พื้นที่หน้าตัดของตัวพ่น (ม²)
- A_b = พื้นที่ว่างช่วง Draught-tube (ม²)
- d = เส้นผ่าศูนย์กลางของท่อ (ม)
- e = พลังงานจำเพาะ (J/kg)

f	=	ตัวประกอบความเสียดทาน	(-)
Δh	=	ช่วงความลึกของช่องไหล	(m)
Δh_D	=	ช่วงความลึกของช่องไหล	(m)
h_D	=	ความสูงของช่องไหล	(m)
g	=	แรงดึงดูดของโลก	(m/s ²)
K_B	=	ส.ป.ส การสูญเสียเนื่องจากการเสียดทานช่วงล่าง	
P_h	=	ความดันบรรยากาศ	(Pa)
P	=	ความดันที่กระทำต่อของไหล	(Pa)
Q_m	=	อัตราการไหลของอากาศ	(mol/s)
R	=	ค่าคงที่ของอากาศ	(J/K.mol.K)
T	=	อุณหภูมิของของไหล	(K)
Z	=	ความสูงของของไหล	(m)
μ_L	=	ความหนืดของของไหล	(Pa.s)
ρ_L	=	ความหนาแน่นของของไหล	(kg/m ³)
ρ_o	=	ความหนาแน่นของอากาศ	(kg/m ³)

ศูนย์วิทยทรัพยากร
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย