

협기성 유동상 반응기의 수리학적 특성

석종혁
인하공업전문대학 화공환경과

Hydraulic Characteristics of Anaerobic Fluidized Bed Bioreactor

Jong-Hyuk Seok

Department of Chemical and Environmental Technology, Inha Technical College

요약 기성 유동상 반응기(AFBR)의 수리학적 특성을 고찰하기 위해 “무담체 모드”와 “담체 충전 모드”의 두 가지 모드에서 추적자 실험을 수행하였다. 각 모드에서 동일한 실험조건으로 실험을 수행하여 수리학적 수치들이 유도되었고 실제 반응기의 수리학적 특성 파악에 필요한 데이터를 얻어 해석하였다. 두 가지모드에서의 수리학적 해석을 위해 담체는 비 반응성이고 분산계수가 상수라는 가정으로 비 반응성 추적자의 일차원-비 정상상태 농도분포의 분산모델을 사용하였다. 실험결과 담체는 반응기 내부에서의 혼합효과를 크게 증가시켰다. 담체를 충전하지 않은 경우 충전한 경우에 비해 분산계수는 최소 1자리 수 이상 작게 나타났다. 담체가 없는 경우 실험영역($Pe \leq 0.83\text{cm/s}$)에서 이류흐름이 지배적 흐름이었고 반응기의 흐름형태는 마개흐름형 반응기(PFR)에 근접하였다. 이 때 분산계수는 0.82cm/s 까지 걸보기유속에 비례적으로 증가하였다. 그러나 담체가 충전된 경우, 흐름형태는 마개흐름형 반응기(PFR)과 완전혼합형 반응기(CMFR)사이에서 있음을 나타내었으며 분산계수는 걸보기유속이 0.41cm/s 에서 거의 최대치에 도달한 후 0.82cm/s 까지 유사한 수치를 나타내었다. 본 실험조건에서 분산계수는 액체 레이놀즈수(Re) 또는 입자 레이놀즈수(Rep)에 비례하였다.

Abstract Tracer experiments were carried out on two laboratory modes, "without media mode" and "with media mode", to examine the hydraulic characteristics of the anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBR). For both configurations, a formula was derived for the hydraulics and data interpretation to obtain the actual characteristics of the reactor. The dispersion model is based on the assumption that carriers are non-reacting and the dispersion coefficient is constant. The model represents the one-dimensional unsteady-state concentration distribution of the non-reacting tracer in the reactors. The experimental results showed that the media increased the mixing conditions in the reactor considerably. For the reactor without media, in the range tested, the dispersion coefficient was at least an order of magnitude smaller than that of the reactor with media. Advective transport dominates and the flow pattern approaches the plug flow reactor (PFR) regime. The dispersion coefficient increased significantly as us, the superficial liquid velocity, was increased proportionally to 0.82cm/s . On the other hand, for the reactor with media, the flow pattern was in between a PFR and a completely mixed flow reactor (CMFR) regime, and the dispersion coefficient was saturated at $us=0.41\text{cm/s}$, remaining relatively constant, even at $us=0.82\text{cm/s}$. The dispersion coefficient depends strongly on the liquid Reynolds number (Re) or the particle Reynolds number (Rep) over the range tested.

Keywords : Anaerobic Treatment, Dispersion Model, Fluidized bed bioreactor, Hydraulic characteristics, Tracer test

1. 서론

생물막 공법과 같은 하폐수의 미생물 처리공정에서 반

응기의 형태는 처리효율의 제고를 위해 매우 중요하다 [1-3]. 특히 이상(異相)의 물질이 혼합되어 있을 경우 반응기 내에서 상과 상이 원활한 혼합이 이루어 질 수 있도록 반

본 연구는 인하공업전문대학의 2017년도 교내연구지원사업에 의해 수행되었으며 이에 감사드립니다.

*Corresponding Author : Jong-Hyuk Seok(Inha Technical College)

Tel: +82-32-870-2277 email: seokj2@inhac.ac.kr

Received November 10, 2017

Revised (1st November 29, 2017, 2nd December 7, 2017)

Accepted February 2, 2018

Published February 28, 2018

응기를 설계하는 것이 중요하다. 생물반응에서는 완전한 혼합이 일어날 때 기질 및 반응생성물에 의한 저해를 최소화 할 수 있으며 상과 상의 계면 두께를 최소화하여 효율을 최적화할 수 있다. 그러나 다른 한편으로는 대부분의 생물 반응과 같이 0차보다 높은 반응차수에서 반응속도는 반응 물질의 농도에 비례하여 증가하므로 이론적으로는 연속식으로 반응이 일어날 때 완전혼합형(completely mixed flow reactor, CMFR) 반응기보다 마개흐름형(plug flow reactor, PFR) 반응기가 우수한 효율을 가질 수 있다[4].

생물반응기의 경우 미생물의 고형물 체류시간(SRT)는 매우 중요한 의미를 갖는다. 특히 혐기성, 부유성 공정일 경우 미생물의 성장속도와 비중이 매우 작아 유출수와 함께 쉽게 유실되어 세출(wash out)되므로 수리학적 체류시간(HRT)를 늘리는데 한계가 있다. 생물막 반응기는 담체(media)를 이용하여 SRT를 HRT와 분리 할 수 있으므로 고 부하에 대처할 수 있는 잠재력 높은 대안으로 부각되어 왔다[5]. 그러나 생물막 성장 및 담체의 상호 응결에 따른 단 회로 현상은 잘 알려진 고정상 방식의 단점 중 하나로서, 항상 실용화 단계에서 심각한 효율저하를 야기시키는 문제점으로 지적되어 왔다. 반응기 내부의 액체를 순환시켜 담체를 유동화하는 유동상반응기는 이와 같은 문제점을 해결하기 위한 방안으로 대두되어 왔는데 반응기 내 사영역(dead space)을 최소화하여 높은 효율을 얻을 수 있는 장점이 있는 반면 담체부상을 위한 순환에 수반되는 높은 동력비와 운전비는 가장 큰 단점으로 지적되고 있다[6].

생물막 공법을 성공적으로 적용하기 위해, 담체에 미생물 막이 부착되면 생물막이 반응기 내부 교반 정도에 따라 부분적으로 탈리되어 미생물 농도, 담체부피, 생물막 밀도 등이 크게 변화하게 된다. 따라서 혐기성 유동상 반응기의 효율적인 운영을 위해 수리학적 특성에 따른 생물막의 특성변화에 대해 이해하는 것이 매우 중요하다 [7].

유동상 반응기는 높은 순환비에 따른 교반효과가 크므로 CMFR 모델을 사용한다. 그러나 생물반응에서의 효율은 농도와 함수관계에 있으므로 낮은 순환비에서 축방향의 교반을 제한하여 고효율의 PFR의 장점을 이용하고자 하는 시도는 많은 연구자들이 지속적으로 추구하여 왔다. 동력학적 계수와 같은 주요인자를 이해하기 위해 포괄적인 수학적 모델이 필요하며 이 중 수리학적 모델은 축방향의 분산이 있는 PFR모델 즉, PFR with dispersion model을 사용할 수 있다[8]. 이와 같은 모델을 적용하기 위하여 분산계수

를 실험적으로 구하는 것이 필수적인데 기체 유동상 반응기의 열전달 등 비 생물적 반응기의 고찰에 집중되어 있으며 생물막 유동상 반응기에 대한 체계적인 연구가 현재까지 수행된 바 없다[9]. 특히 반응기 내 담체가 유동하는 영역과 담체의 충전없이 유체만이 있는 영역에서의 분산계수는 정확한 수학 모델을 개발하기 위해 반드시 실험적으로 수행되어 측정되어야 한다.

추적자 실험은 일반적으로 반응기 내부의 혼합 형태나 동적 흐름 현상을 구명하기 위해 사용된다. 이를 위해 기질의 보존성 물질(conservative material)을 반응기의 입구에 주입하고 유출구에서 시료를 채취하여 농도변화를 모니터링 하여 필요한 자료를 수집한다[10]. 본 연구에서는 일련의 자극-반응 추적자 연구(stimulus-response tracer study)를 통해 혐기성 유동상 반응기와 같은 2상의 고-액 유동상 반응기의 액상 축방향 분산계수(axial dispersion coefficient)를 실험적으로 구하고자 한다. 또한, 무차원 분석을 통해 여러 가지 유동상 반응기의 제 특성을 구명하고자 하며 2상 유동상 반응기에서 담체표면의 생물막 형성에 따른 수리학적 인자의 변화와 특성에 대해서 고찰해 보고자 한다.

2. 본론

2.1 분산모델 및 모수추정

2.1.1 분산모델

분산모델은 담체가 비 반응성이고 분산계수가 상수라는 가정을 기초로 한다. 따라서 본 모델은 유동상 반응기의 비 반응성 추적자의 일차원 비 정상상태 농도 분포를 나타낸다. 유동상 반응기는 높은 순환비에 따른 교반효과 일정한 단면적을 수평 및 분산류(advective and dispersive flow)가 흐를 때 비 반응성 물질의 시간에 따른 농도의 변화는 유속과 분산계수의 함수이므로 물질 수지로부터 아래와 같은 식(1)이 성립한다.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = E_z \left(\frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) - u_i \left(\frac{\partial C}{\partial z} \right), \quad (1)$$

여기서

E_z =분산계수(L²θ⁻¹)

u_i =액체간극유속(Lθ⁻¹)

경계를 통과할 때 비 교란 상태를 유지한다는 가정과

개방-개방(open-open) 경계조건[11]을 채택하여 식(1)을 적분하면 다음의 식(2)와 같이 시간에 따른 추적자의 농도변화를 구할 수 있다.

$$C(t) = \frac{m_p}{(4\pi E_z t)^{0.5}} \exp\left(-\frac{(L-u_z t)^2}{4E_z t}\right), \quad (2)$$

여기서

mp=단위 단면적 당 총 추적자 중량(ML-2)

L=추적자 주입 및 측정지점간의 거리(L)

여기서 개방-개방(open-open) 경계조건은 다음과 같이 표현된다.

$$\left\{ \begin{array}{l} t > 0, z = \infty, C_t = 0 \\ t > 0, z = 0, \frac{\partial C}{\partial z} = 0 \\ t = 0, C_t = m_p \end{array} \right\} \quad (3)$$

2.1.2 모수추정

분산계수는 최소사승법을 이용한 최적화 기법에 의하여 구하였다. 여기서 측정된 추적자의 농도와 식(2)의 모델에서 추정된 추적자 농도와의 오차가 최소화되도록 하는 목적함수를 만족시키는 분산계수를 구하였다. 여기서 목적함수는 수학적으로 다음과 같이 표현된다.

$$\min J = \sum_{k=1}^n [C_t(k) - C_m(k)]^2, \quad (4)$$

여기서

Ct(k)=k번 추적자 농도 실험치(ML-3)

Cm(k)=k번 추적자 농도 모델 예측치(ML-3)

본 실험 전 수행된 5차례의 예비실험에서 추적자의 총 중량 회수율은 90.5~94.0%이었으며 따라서 식(4)가 성립할 수 있음을 확인할 수 있었다.

2.2 실험장치 및 방법

2.2.1 실험장치

Fig. 1에 실험에 사용한 장치의 모형을 나타내었다. 실험에 사용한 반응기는 내경은 15cm이고 길이는 1.5m인 원통형으로 투명 PVC재질로 제작되었다. 반응기 내에는 일정하고 연속적인 유량을 얻기 위해 반응기 하부로부터

15cm 상부의 위치에 25개의 구멍(φ3mm)가진 유량 분산판을 설치하였다. 추적자를 주입하기 위해 반응기 하부로부터 10cm 상부에 반응기와 연결시킨 직경 20mL 주사기(syringe)를 설치하였고 반응기 상부에 위치한 시료 채취구에 고무섀뎀(rubber septum)으로부터 시료를 채취하였다.

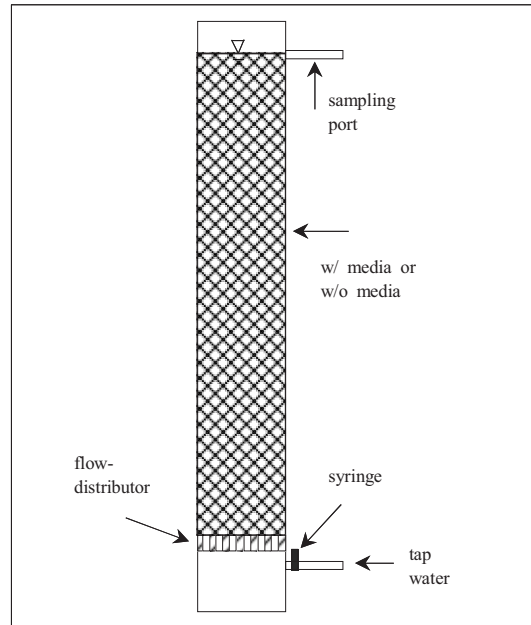


Fig. 1. Schematic diagram of the reactor

2.2.2 실험방법

Fig. 1의 반응기를 사용하여 추적자 실험을 실시하였는데 이를 위해 두 세트의 실험(담체포함(w/ media) & 담체 불포함(w/o media))으로 구성하였다. 첫 번째 세트는 반응기 내에 담체를 채우지 않고 유속을 변화하면서 추적자의 농도 변화를 측정하였고 두 번째 세트는 반응기 내를 담체로 채워 각 유속에 따라 반응기 상단부까지 담체가 팽창하도록 한 후 추적자의 농도를 측정하였다. 추적자는 형광성 물질인 플루오레세인(fluorescein)을 사용하였고 자극-반응이 매우 민감하여 반응기의 내부구조를 파악하기 위해 주로 사용되는 디랙 델타함수(dirac delta function)에 의해 분산계수를 추정하였다[12]. 각 실험 세트는 각기 다른 유속으로 수행한 3번의 실험으로 구성되었다(Q=0.56, 1.125, 2.25 L/min). 정확히 취해진 30mg의 추적자는 하부의 주사기를 통하여 펄스식으로 순간 주입하였다. 시료는 각각 정해진 시간간격으로 조심스럽게 채취하였다.

특히 시료 채취구에서의 교란을 방지하기 위해 각별한 주의를 기하였다. 추적자 농도는 흡광광도계(Spectro nic 601, Milton Roy Inc. USA)로 490nm의 파장에서 분석 하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1 담체의 성상 및 특징

Fig. 2는 담체의 성상분석을 실시한 결과이다.

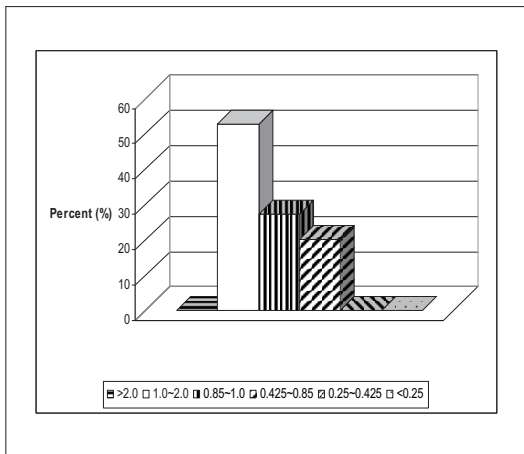


Fig. 2. Particle size distribution(sieve test)

담체는 대부분 1.0~2.0mm사이의 입경분포를 가지고 있고 전체의 99%이상이 0.425~2.0mm사이에 분포하고 있음을 알 수 있다. 평균 입경을 측정하기 위해 100개의 담체를 무작위로 선정하여 사우터 평균입경(Sauter mean diameter, SMD)에 의해 측정하였다. 여기서 SMD는 식(5)와 같이 정의한다.

$$d_i = \sqrt[3]{a_i b_i^2} \quad (5)$$

여기서

ai=타원형 입자의 장 직경(cm)

bi=타원형 입자의 단 직경(cm)

그 외 담체의 주요 성상은 Table 1.에 요약하여 나타내었다.

Table 1. Physical properties of the media

Property	Unit	Amount
Arithmetic mean diameter	mm	1.170
Sauter mean diameter	mm	1.130
Dry density	kg/m ³	0.662
Wet density	kg/m ³	1.417
Bed voidage of packed particles	-	0.300
Bed voidage of settled particles	-	0.396
Specific surface area of particle	m ² /g	601.63
Pore volume of particle	cm ³ /g	2.5255

3.2 추적자 실험

Fig. 3은 담체를 충전하지 않은 상태에서 시간(min)에 따른 추적자의 최대농도로 무차원화 한 농도변화(○)와 추적자의 축적농도(□)를 나타낸 결과이다. 디랙 델타함수는 질량만이 의미가 있으며 순간적인 주입($t_{in} \le 1s$)이 가능하였으므로 이를 확인하는 별도의 시도는 하지 않았다. Fig. 3에서 파선은 실험결과를, 연결선은 실험결과와 모델예측 결과를 최소자승법에 의해 분석하여 구한 최적 모델 모사 결과를 도시한 것이다. 모델결과는 예측한 바와 비슷하게 무차원 추적자 농도곡선의 경우 유속의 변화에 따라 대칭적 분포를 보이며 유속이 증가함에 따라 분산계수도 비례적으로 커짐을 알 수 있다.

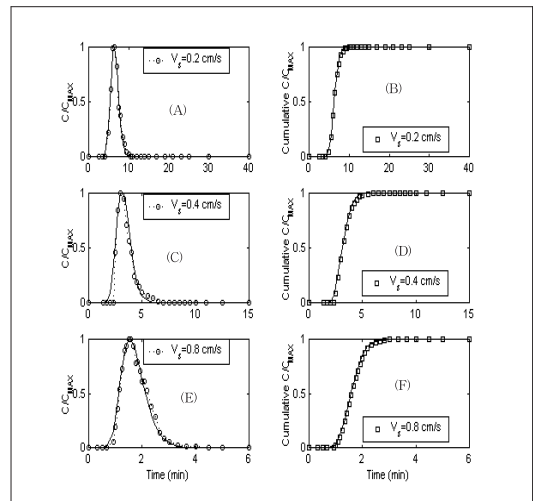


Fig. 3. Experimental data and model simulation of the tracer in the reactor w/o media[symbols w/ dotted line: experimental data; solid line: model fits] [(A),(B): $Q_R=0.56$ L/min; (C),(D): $Q_R = 1.125$ L/min; (E),(F): $Q_R = 2.25$ L/min]

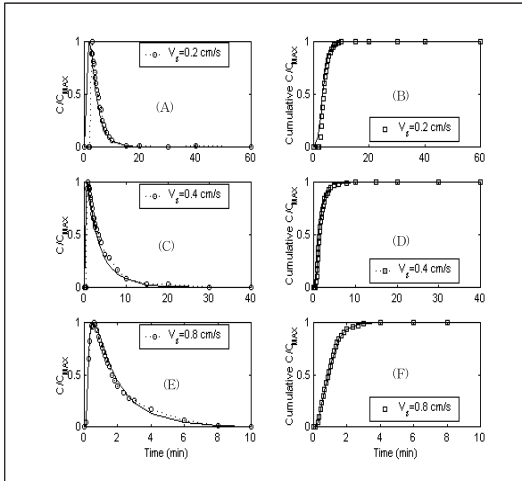


Fig. 4. Experimental data and model simulation of the tracer in the reactor w media[symbols/ dotted line: experimental data; solid line: model fits] [(A),(B): $Q_R=0.56L/min$; (C),(D): $Q_R =1.125 L/min$; (E),(F): $Q_R =2.25L/min$]

반응기에 담체를 충전한 경우 순간 투입한 추적자에 대한 반응은 Fig. 4에 나타내었다. Fig.4와 같이 담체의 영향은 매우 자명했으며 예측하였던 바와 같이 유속이 증가함에 따라 추적자는 매우 빨리 나타났다. 간극속도(interstitial liquid velocity)가 증가함에 따라 담체와의 충돌에 의한 액체의 분산교환의 영향으로 분산계수가 급격히 증가하였다. 이와 같은 결과는 담체가 없는 경우에는 액체 레이놀즈수(liquid Reynolds number, Re)의 변화로, 담체가 있는 경우에는 입자 레이놀즈수(particle Reynolds number, Re_p)의 변화로 각각 설명할 수 있다.

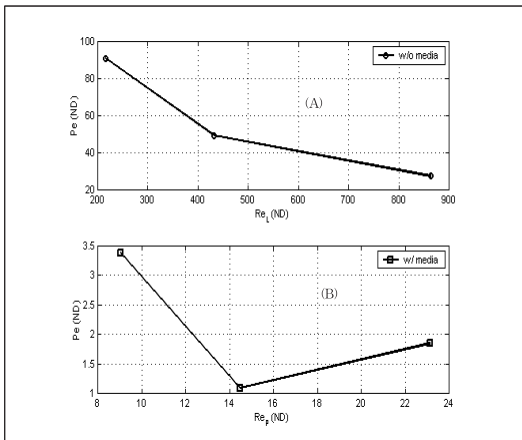


Fig. 5. Relation of the Peclet Number to the Reynolds Number (A)w/o media (B)w/ media

이와 같은 결과는 Fig. 5에 요약하여 나타내었다. Fig. 5(A)는 액체 레이놀즈수, Re는 페클렛수(Peclet number, Pe)와 역비례 관계가 있음을 알 수 있다. 이는 걸보기 유속(superficial velocity)이 증가하면 액체의 혼합도와 더불어 분산계수도 증가함을 의미한다. 담체가 충전된 경우는 Fig. 5(B)에 나타내었다.

여기서 입자 레이놀즈수는 평균입경을 사용하여 계산하였다. 실제 반응기의 실험조건에서 도출된 데이터를 Table 2에 요약하여 나타내었다.

Table 2. Summary of tracer test

zL	L	Type	C o l m .			
			no.	1	2	3
12.7	78.7	w/o media	E_z	0.18	0.66	2.36
			u_s	0.20	0.41	0.82
			u_i	0.20	0.41	0.82
			Pe	90.9	49.4	27.4
			Re	215	432	864
		w/ media	E_z	13.0	64.8	61.2
			u_s	0.20	0.41	0.82
			u_i	0.56	0.90	1.43
			Pe	3.4	1.1	1.8
			Re_p	9.0	14.5	23.1
		Pe/ Re_p	0.38	0.08	0.08	
		ϵ	0.37	0.46	0.57	

zL: distance of the tracer detection point from the bed entrance(cm)
 L: distance between tracer injection and tracer measurement point(cm)
 E_z : axial liquid dispersion coefficient(cm/s)
 u_s : liquid superficial velocity(m/s)
 u_i : liquid interstitial velocity(m/s)
 Pe: Peclet number(ND)
 Re: liquid Reynolds number(ND)
 Re_p : particle Reynolds number(ND)
 ϵ : bed voidage(ND)

여기서 액체의 점도는 1.18cp, 밀도는 1000kg/m³를 사용하였으며 담체를 충전한 경우와는 달리 담체를 충전하지 않은 경우 u_i 와 u_s 는 같다. Turan과 Öztürk[13]는 비 생물담체를 사용하였을 때 걸보기 유속이 증가함에 따라 Pe도 증가하며 걸보기 유속 0.75~1.12의 범위에서 Pe는 0~1.69의 값을 가진다고 보고하였다. 이와 같은 결과는 본 실험에서 걸보기 유속 0.41 및 0.82cm/s에서 얻은 값과 매우 유사하다. Re는 유속의 증가에 따라 증가하게 되며 이에 따라 분산계수도 증가하였다. 그러나 Pe의 경우, 유속이 증가함에 따라 단순히 증가하는 것이 아니라 이류항과 분산항의 증가정도에 따라 일부분 상쇄되어 변하게 된다. 본 연구 결과, 실험조건에서의 이 두 가지 무차원수는 역비례 관계를 나타냈다. 낮은 유속에서 높은 분산계수를 보인 결과는 분명하지 않으나 유속에 따른 분산계수의 증가가 어느

시점에는 유속과 무관하여 진다고 추론할 수 있다. 즉, 어느 이상의 유속에서 분산계수가 최대치를 가질 수 있다는 것을 암시한다.

수리학적 특성 또한 반응기의 효율에 영향을 미칠 수 있다. 실제로 협기성 유동상 반응기에서 미생물농도는 Pe/Re_p 와 역비례 관계가 있다[13]. 이는 상향류의 유속이 증가함에 따라 생물막의 탈리가 촉진되고 담체로의 생물막 부착은 저해될 수 있다는 것을 의미한다. 그러므로 반응기 내 교반강도의 증가는 생물막의 두께를 감소시키고 전체 계 내의 미생물 농도를 감소시킨다[14-16]. Pe/Re_p 는 분산계수가 최대치에 도달한 후 비례관계를 나타내는 것으로 나타났다. 이는 분산계수가 최대치에 도달하면 Pe 는 이류향에 따라 커지게 되기 때문이다. 수리학적 해석과는 달리, 어떻게 Pe 가 미생물농도와 관련지어 지는가는 현재까지 연구가 거의 이루어진 바 없으며 생물막 공정에서의 탈리에 대한 공학적 이해를 위해 보다 심층적 연구가 필요한 영역이다.

4. 결론

협기성 유동상 반응기의 수리 역학적 분석을 위해 “무담체 모드”와 “담체 충전모드”에서 추적자 연구를 수행하였다. 각 흐름영역에서 몇 가지 수리학적 인자사이의 관계가 얻어졌다. 실험결과를 기초로 하여 도출된 결론은 다음과 같다.

- (1) 담체를 충전하지 않은 경우 분산계수는 담체를 충전한 경우에 비해 최소 1 자리수 이상 작게 나타났다.
- (2) 담체를 충전하지 않은 경우 Pe 는 실험영역($\leq 0.82\text{cm/s}$)에서 10이하로 나타나 이류흐름(advection)이 지배적인 흐름이었고 반응기의 흐름 형태는 PFR에 유사하였다.
- (3) 담체를 충전한 경우 분산계수는 0.41cm/s 의 유속에서 최대치에 근접하였고 흐름의 형태는 PFR과 CMFR의 중간영역에 속하였다.
- (4) 분산계수는 본 연구의 실험조건에서 Re 또는 Re_p 에 비례하였다.

NOMENCLATURE

m_p	total mass of the tracer normalized to the cross-sectional area (ML^{-2})
L	distance between tracer injection and tracer measurement point (L)
$C_t(k)$	experimentally measured concentration of tracer at instant k
$C_m(k)$	prediction of concentration of tracer at instant k
z	axial coordinate (L)
z_L	distance of the tracer detection point from the bed entrance (L)
L	distance between tracer injection and tracer measurement point (L)
E_z	axial liquid dispersion coefficient (L^2T^{-1})
u_s	liquid superficial velocity (LT^{-1})
u_i	liquid interstitial velocity (LT^{-1})
Pe	Peclet number (ND)
Re	liquid Reynolds number (ND)
Re_p	particle Reynolds number (ND)
e	bed voidage (ND)

References

- [1] B. E. Rittmann, "Comparative performance of biofilm reactor types. Biotech", *Bioeng.*, vol. 24, no. 6, pp. 1342-1370, 1982.
DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.260240609>
- [2] V. Saravanan, T. R. Sreekrishnan, "Modelling anaerobic biofilm reactors- a review", *J. Environ. Managem.* vol. 81, no. 1, pp. 1-18, 2006.
DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2005.10.002>
- [3] J. P. Bassin, M. Dezotti. Moving bed biofilm reactor (MBBR). *Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment*. Springer Nature(e book). pp. 37-74.
- [4] T. D. Reynolds, P. A. Richards, *Unit operations and processes in environmental engineering (2nd Eds)*, PWS Publishing Co. MA USA, 1996.
- [5] M. Denac, A. Miguel, I. J. Dunn, "Modeling dynamic experiments on the anaerobic degradation of molasses wastewater", *Biotech. Bioeng.*, vol. 31, no. 1, pp. 1-10, 1988.
DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.260310102>
- [6] P. Buffiere, J. P. Steyer, C. Fonade, R. Moletta, "Comprehensive modeling of methanogenic biofilms in fluidized bed systems - mass transfer limitations and multsubstrate aspects", *Biotechnol. Bioeng.*, vol. 48, no. 6, pp. 725-236, 1995.
DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.260480622>
- [7] M. Seifi, M. H. Fazaelpoor, "Modeling simultaneous nitrification and denitrification (SND) in a fluidized bed

- biofilm reactor", *Applied Mathematical Modelling*, vol. 36, no. 11, pp. 5603-5613, 2012.
DOI: <https://doi.org/10.1016/j.apm.2012.01.004>
- [8] S. C. Chapra, *Surface water-quality modeling*, McGRAW-Hill Companies Inc., NY, 1997.
- [9] S. D. Kim, "Heat Transfer between Gas Fluidized Bed and Vertical Tubes", *The Korean journal of chemical engineering*, Vol. 17, no. 2, pp. 85-99, 1979.
- [10] H. M. El-Baroudi, D. R. Fuller, "Tracer dispersion of high rate settling tanks", *J. ASCE*, vol. 99, no. 3, pp. 347-368, 1973.
- [11] O. Levenspiel, W. K. Smith, "Notes on the diffusion-type model for the longitudinal mixing of fluids in flow". *Chem. Eng. Sci.*, vol. 6, no. 4, pp. 227-233, 1957.
DOI: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(57\)85021-0](https://doi.org/10.1016/0009-2509(57)85021-0)
- [12] M. Asif, N. Kolagerakis, L. A. Behie, "On the constancy of axial dispersion coefficients in liquid fluidized beds", *Chem. Eng. J.*, vol. 49, no. 1, pp. 17-26, 1992.
DOI: [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(92\)85020-A](https://doi.org/10.1016/0300-9467(92)85020-A)
- [13] M. Turan, I. Öztürk, "Longitudinal dispersion and biomass hold-up of anaerobic fluidized bed reactors", *Wat. Sci. Tech.*, vol. 34, no. 5-6, pp. 461-468, 1996.
DOI: [https://doi.org/10.1016/0273-1223\(96\)00679-8](https://doi.org/10.1016/0273-1223(96)00679-8)
- [14] R. R. Sharp, A. B. Cunningham, J. Komlos, J. Billmeyer, "Observation of thick biofilm accumulation and structure in porous media and corresponding hydrodynamic and mass transfer effects", *Wat. Sci. Tech.*, vol. 39, no. 7, pp. 195-201, 1999.
DOI: [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(99\)00168-7](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(99)00168-7)
- [15] C. Nicolella, S. Chiarle, R. Di Felice, M. Rovatti, "Mechanisms of biofilm detachment in fluidized bed reactors", *Wat. Sci. Tech.*, vol. 36, no. 1, pp. 229-235, 1997.
DOI: [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(97\)00329-6](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(97)00329-6)
- [16] C. Nicolella, R. Di Felice, M. Rovatti, "An experimental model of biofilm detachment in liquid fluidized bed biological reactors", *Biotechnol. Bioeng.* vol. 51, no. 6, pp. 713-719, 1996.
DOI: [https://doi.org/10.1002/\(SICI\)1097-0290\(19960920\)51:6<713::AID-BIT10>3.0.CO;2-E](https://doi.org/10.1002/(SICI)1097-0290(19960920)51:6<713::AID-BIT10>3.0.CO;2-E)

석 종 혁(Jong-Hyuk Seok)

[정회원]



- 1987년 2월 : 인하대학교 환경공학과 (공학사)
- 1991년 2월 : 인하대학교 대학원 환경공학과 (공학석사)
- 2001년 5월 : R.P.I. Dept. of Environmental & Energy Engineering (공학박사)
- 1990년 12월 ~ 1996년 1월 : KIST 환경연구센터 연구원
- 2003년 3월 ~ 현재 : 인하공업전문대학 화공환경과 교수

<관심분야>

폐수처리, 공정개발