



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

공학전문석사 학위 연구보고서

Fluidized Bed Dryer의 RTD 분석 을 통한 ABS DP 생산성 향상

2019년 2월

서울대학교 공학전문대학원

응용공학과 응용공학전공

유 정 수

Fluidized Bed Dryer의 RTD 분석 을 통한 ABS DP 생산성 향상

지도 교수 이 원 보

이 프로젝트 리포트를 공학전문석사 학위
연구보고서로 제출함

2019년 2월

서울대학교 공학전문대학원

응용공학과 응용공학전공

유 정 수

의 공학전문석사 학위 연구보고서를 인준함

2019년 2월

위 원 장 _____ (인)

위 원 _____ (인)

위 원 _____ (인)

국문초록

주요어 : 유동층, 건조기, 체류시간, 버블, 배플, 유동화 속도
학 번 : 2017-24392

고기능성 폴리머로 알려진 ABS의 중간 단계에서 제조되는 반제품인 DP(Dry Powder)의 건조 공정 생산성 향상을 위하여 건조 공정의 핵심 설비인 장방형 형태의 Fluidized Bed Dryer에서 수직 방향의 내부 Baffle 높이 및 Baffle에 의해 나누어진 Compartment 개수가 체류시간과 RTD(Residence Time Distribution)에 미치는 영향을 파악하기 위해 CPF(DComputational Particle-Fluid Dynamics)를 이용하여 시뮬레이션을 수행하였다. 시뮬레이션 대상 입자는 백색 가루 형태의 DP 분체이고 유체는 Air이며 실제 운전 조건을 기준으로 Baffle의 높이 및 Compartments의 개수를 각각 달리하여 시뮬레이션을 수행하였다. 입자의 유동화에 필요한 최소유동화 속도 및 버블의 크기와 버블 속도의 조건을 산출하였으며 유동층의 높이와 TDH(Transport Disengagement Height)를 산출하였다. 체류시간과 RTD(Residual Time Distribution)를 측정하기 위해 추적자(Tracer)를 이용하였으며 연속적으로 투입되는 원료의 투입구에 Pulse 방식으로 추적자를 1회 투입하여 출구에서의 추적자 농도를 시간에 따라 측정함으로써 C-curve, E-curve, F-curve 그리고 평균체류시간 및 RTD를 계산하였다. 각 조건 별로 버블의 크기 및 버블의 상승속도에 미치는 영향을 파악함으로써 입자의 mixing 상태를 추정하였다. Baffle은 버블의 크기를 분쇄함으로써 버블의 상승 속도를 방해하는 역할을 하며 Baffle이 높을수록 Compartment 개수가 많을수록 평균체류시간은 증가하며 short pass 비율이 줄어드는 등의 RTD를 줄이는 효과를 확인할 수 있었다.

목 차

1. 서론	1
1.1 연구 배경	1
1.2 제품 및 Process 개요	2
1.3 연구 목적/목표	4
1.4 연구 범위 및 조건	7
1.4.1 Process 범위	7
1.4.2 Process 변수	8
1.5 연구 동향	9
2. 이론적 배경	10
2.1 입자 특성	10
2.1.1 입도 분포	10
2.1.2 구형도	11
2.1.3 입자 밀도	12
2.1.4 입자 표면적	13
2.1.5 Geldart 분류	14
2.2 유동화 원리	16
2.2.1 유동화 정의	16
2.2.2 최소유동화 속도	17
2.2.3 종말침강 속도	18
2.2.4 Reynolds Number	20
2.2.5 Bubble 및 유동층 높이	21
2.2.6 Baffle 및 Compartments 효과	24
2.2.7 Drag Model	25
2.3 체류시간분포	28
2.3.1 체류시간분포 측정 원리	28
2.3.2 체류시간분포 Curve	29
3. 이론 고찰 및 검증	33
3.1 건조기 운전 조건	33
3.1.1 운전 절차	33
3.1.2 FBD Spec	33
3.1.3 FBD 운전 현황	34
3.1.4 시뮬레이션 프로그램	35
3.1.5 시뮬레이션 방법	35
3.2 시뮬레이션 결과	44
3.2.1 체류시간 측정 결과	44
3.2.2 체류시간 분석	45
3.2.3 입자 유동 분석	54

3.3 결과 검증	64
4. 결론 및 요약	66
참고문헌	68
Abstract	70

표 목차

[표 1-1] 체류시간 및 RTD 목표.....	6
[표 1-2] FBD Process 변수 선정 기준.....	8
[표 2-1] 입자 지름 측정 방법	10
[표 2-2] 최소 유동화 시점에서의 입자의 형태 및 공극률	13
[표 2-3] Ar 및 Geldart별 Reynolds Number	20
[표 2-4] Common TDH correlation.....	23
[표 2-5] 항력계수 상관관계에 대한 Reynolds Number.....	26
[표 3-1] FBD 및 Air 기본 조건.....	33
[표 3-2] 공정변수의 유동화 조건에 대한 적합도.....	38
[표 3-3] Drag Model name and parameters in simulation....	39
[표 3-4] 체류시간 인자별 실험계획	43
[표 3-5] 추적자(Tracer)의 시간에 따른 농도	44
[표 3-6] Baffle 높이에 따른 평균체류시간 및 RTD	50
[표 3-7] Compartments 수에 따른 평균체류시간 및 RTD	53
[표 3-8] Baffle 높이에 따른 Baffle상부 Flux양	57
[표 3-9] 건조기 유동층 압력차.....	64

그림 목차

[그림 1-1] ABS DP 건조 공정 process.....	3
[그림 1-2] DP 잔류모노머 함량 비율.....	4
[그림 1-3] 건조 공정 flow diagram.....	7
[그림 2-1] DP의 누적 입도 분포 곡선.....	11
[그림 2-2] 분체의 유동화 특성의 분류(Geldart)	15

[그림 2-3] 유체의 걸보기유속에 대한 압력강하 변화	16
[그림 2-4] 높이에 따른 Bubble 생성 과정.....	21
[그림 2-5] TDH related to entrainment of particles	22
[그림 2-6] 유체에서 구의 운동에 대한 표준항력곡선.....	26
[그림 2-7] Flow를 구성하는 3 phase 모형	27
[그림 2-8] Pulse 방식의 추적자 투입 방식 및 C곡선.....	28
[그림 2-9] E-Curve 또는 RTD 곡선.....	30
[그림 2-10] F-Curve	31
[그림 2-11] $tE(t)$ 그래프의 평균체류시간 calculating.....	32
[그림 3-1] FBD의 Start Flow 모형.....	33
[그림 3-2] FBD의 각 Compartment간 분체의 이동.....	34
[그림 3-3] View transparent model in FBD	40
[그림 3-4] 격자(Grid) 정확도 검증 결과	40
[그림 3-5] Tracer의 FBD내 Flow 방향 및 투입량.....	41
[그림 3-6] FBD의 boundary condition.....	42
[그림 3-7] 조건별 건조기의 기본 모형	45
[그림 3-8] 시간(t)에 따른 추적자 농도 $C(t)$	46
[그림 3-9] 배출구에서의 추적자의 RTD Curve	47
[그림 3-10] 누적 Distribution Curve.....	48
[그림 3-11] 시간(t)에 따른 추적자 농도 $C(t)$	51
[그림 3-12] 배출구에서의 추적자의 RTD Curve	52
[그림 3-13] 누적 Distribution Curve.....	53
[그림 3-14] FBD에 투입된 추적자의 시간에 따른 flow.....	54
[그림 3-15] FBD에 투입된 추적자의 속도 분율.....	54
[그림 3-16] Air vector flow	55
[그림 3-17] 추적자의 버블 크기 단면도	56
[그림 3-18] Baffle 높이에 따른 Flux양	58
[그림 3-19] FBD 정면에서의 입자 Volume fraction	59
[그림 3-20] Air vector flow	60
[그림 3-21] 입자의 체류시간 분포	62
[그림 3-22] 생산 Line별 건조기 내부의 유동층 압력차	64

1. 서론

1.1 연구 배경

ABS DP(ABS Dry Powder, 이하 DP)는 ABS의 중간 공정에서 제조되는 백색 가루 형태의 폴리머로써 ABS의 품질과 생산성을 결정하는 중요한 반제품이다. DP는 중합, 응집, 탈수, 건조의 여러 제조 공정을 거치며 제조되며 이 중 건조 공정은 가장 후단의 공정으로써 최종 제품의 품질 및 전체 공정의 생산성을 좌우하는 제일 핵심적인 공정이다. 또한 공정의 특성상 설비의 규모가 크고 연속운전 공정이며 가장 후단 공정이기 때문에 무엇보다도 건조 설비의 운전연속성과 생산성이 확보되어야만 전체 공정이 안정적으로 운영이 될 수 있다. 때문에 공정을 신축하거나 또는 Debottlenecking 시 건조 공정의 안정적인 Capability 확보에 중점을 두고 있으며 실제 운전 시에도 공정의 Start 및 Stop의 시작점이 된다. 또한 운전매뉴얼에서 공정의 전체 interlock 시스템까지 모두 건조 공정에 연결되어 있을 만큼 매우 중요한 공정이라 말할 수 있다. 하지만 고품질에 대한 고객의 Needs 가 계속 요구되고 있고 고부가 플라스틱 시장의 지속적인 성장으로 인한 생산성 향상 요구도 계속 증가하고 있기 때문에 이를 충족시키기 위한 다양한 제품의 증가 및 Capability 향상이 필요하지만 건조 공정이 bottleneck이 되고 있다. 또한 Silo로의 pneumatic을 통한 DP 이송 시 압력 증가로 인한 Silo 폭발 사고 및 건조 공정에서의 DP의 정전기로 인한 폭발 사고 등은 건조 공정의 안전한 운전 기술과 설비 사양을 요구하고 있다. 구체적으로는 피건조물의 크기, 밀도, 입도 분포, 수분 함량, 점도, 흐름성 등이 더 다양해 지고 있기 때문에 교차 생산에 따른 건조기의 설비 및 운전 조건의 유연성이 높아져야 한다. 그리고 석유화학 제품의 환경에 대한 규제강화로 인해 건조 공정에서의 냄새의 제거 능력 확보 및 폐기물, 폐수 등의 저감 조치 능력 또한 높아져야 하는 상황이다.

정리하면 현시점에서 건조 공정이 해결해야 할 과제는 다음과 같다.

1. 생산성 확보
2. 냄새 등의 volatile 물질 제거
3. 건조기 화재 발생 원인 제거

건조기를 운전하면서 가장 어려운 점은 내부의 상태를 확인하기가 어렵다는 점이다. 물론 자동 원격 조정 시스템 및 다양한 전자 센서들을 구축하고 개발해 나가고 있지만 DP의 임의적인 유동 특성으로 인해 DP의 유동을 예측하거나 현재 정확히 어떤 상태인지 파악하기 쉽지 않은 일이다. 특히 건조기 내부의 상태를 확인할 수 있는 지표가 온도, 압력 외에는 특별한 지표가 없기 때문에 과거의 운전 경험이나 오감에 의존하는 경우가 있다. 이에 본 연구에서는 공정 운전의 효율성을 높임과 동시에 더욱 정확하게 건조기의 상태를 확인할 수 있는 지표로 체류시간분포를 활용하였다.

체류시간분포 분석 방법은 DP와 같은 분체의 유동 특성을 가장 잘 나타내주는 지표로 알려져 있으며 특히 컴퓨터 시뮬레이션 기술의 발달로 건조기 내부의 유동 현상을 모사해 볼 수 있어 적어도 현재의 관리 지표를 좀 더 다양하게 넓혀 더욱 안전하고 효율적인 공정 운전에 기여할 것이라고 기대한다.

1.2 제품 및 Process 개요

ABS는 Acrylonitrile, Butadiene, Styrene을 중합하여 얻어지는 공중합체로써 착색이 쉽고 표면 광택이 좋으며 기계적, 전기적 성질 및 내약품성이 우수하여 가정용 전자 제품 및 자동차의 내외장재로 주로 사용되고 있는 기능성 플라스틱이다. 건조공정의 기본 원리는 탈수공정에서 만들어진 Wet Powder(수분 함량 30% 미만의 백색 가루)를 연속적으로 건조기 설비에 Feeding 하여 건조기 하부에서 공급되는 고온(100℃ 내외)의 Air와의 직접 접촉과 건조기 내부의 Hot water tube를 통과하는 고온(100℃ 내외)의 Hot water의 간접 접촉을 통해 Wet Powder 내의 수분 및 잔류모노머를 증발 및 제거하여 최종적으로 1% 미만의 수분함량과 5,000ppm 미만의 잔류모노머 함량을 가진 백색 DP를 제조한다.

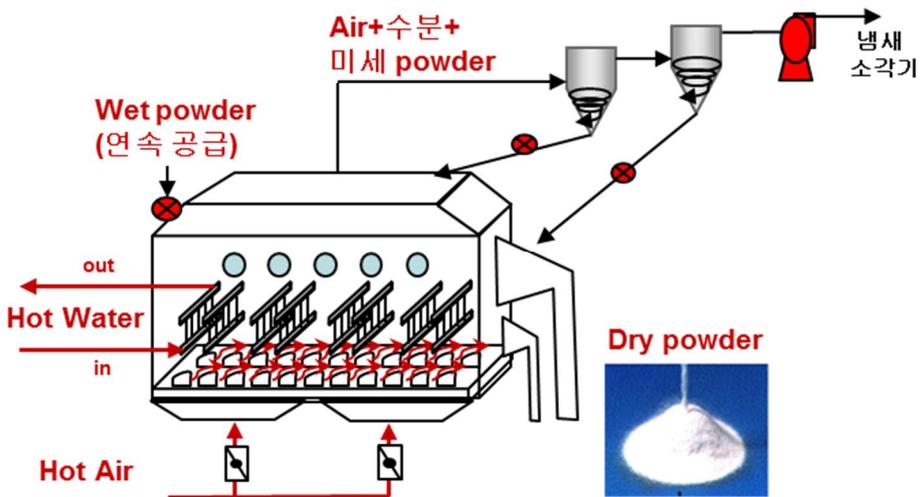
본 연구의 주요 대상 설비는 유동층 건조기(Fluidized Bed Dryer, 이후 FBD)로서 생산 Line중에서 가장 큰 규모이며 주요 내부 구조물로는 Air를 효율적으로 균일하게 분배해주는 distributor plate와 hot water tube 열교환기가 있다. 주요 외부 구조물로는 FBD 상부에 유동층을 벗어나는 미세 DP의 회수 및 휘발된 수분과 volatile 물질을 회수하는 Cyclone 및 Scrubber 그리고 Silo 및 RTO (Regenerative Thermal Oxidizer, 냄새 등의 소각설비)가 연결되어 있다. 이 중 건조기 내부의

열교환기는 건조기 내로 유입되는 제품 대부분의 수분을 안전하게 제거해주는 반면에 많은 공간을 차지하고 있어 DP의 흐름을 방해하는 문제점이 있다.

제품 관점에서는 다양한 제품의 개발로 특히 고부가 제품의 경우 DP의 점착 특성에 차이가 있어 제품 교환 시 반드시 Cleaning 작업이 필요하여 생산성의 Loss가 발생한다. 또한 고품질 제품의 경우 DP의 크기가 매우 작고 DP의 분포 범위가 넓어 DP의 유동 조절에 어려움이 있어 생산성 Loss에 영향을 주고 있다.

요약하면 건조기는 뜨거운 열원을 가진 Air 유체를 통해 DP의 유동을 형성하면서 불순물을 제거하는 설비라고 말할 수 있다. 그렇기 때문에 뜨거운 열원을 안전하게 다루고 DP의 유동을 원활하게 하여 적정시간 동안 체류할 수 있도록 Control 하는 것이 공정의 안전성과 품질을 높이는 핵심 요소다. FBD 내부의 온도 및 압력 지표를 통해 유동층의 상태를 제어하고 있지만, Channeling 및 Dead Zone 같은 DP의 국부적인 유동 현상을 감시하지 못하는 문제점이 있어 생산성 향상 또는 안전 측면에서 문제점이 되고 있다.

그림 1-1 ABS DP 건조 공정 Process

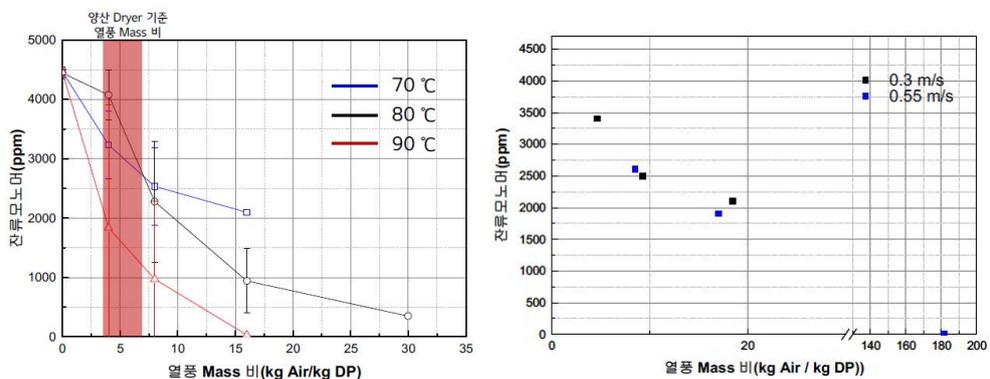


1.3 연구 목적 및 목표

유동층 건조기는 연속적으로 투입된 피건조물을 고온의 Air와 고온의 Water 열교환기를 통해 수분 및 휘발성 물질을 제거하여 1% 수분 이하의 분체를 제조하는 비교적 안전하고 효율이 높은 건조기이다. 유동층 온도가 비교적 균일하고 장방형 구조로 분체의 체류시간을 길고 넓게 유지할 수 있어 균일한 건조가 가능하며 건조 장치의 처리용량이 비교적 크고 장치의 구조가 단순하여 경제성과 신뢰성이 우수하여 석유화학의 많은 기업에서 사용되고 있다. 반면에 다량의 Gas 유체를 사용함으로써 인해 미세 분체의 Loss율이 높고 매우 미세한 입자를 Control 하는 것에는 제약이 있으며 전단에서 고수분의 분체 또는 이물질이 유입될 경우 FBD 내의 모든 제품을 회수하거나 버려야 하는 문제점이 있다. 또한 점성이 있는 DP와 같은 분체의 경우 내부 열교환기에서의 용착이 자주 일어나기 때문에 열교환기의 주기적인 Cleaning을 통한 분체의 제거 작업이 필요하며 이에 따른 제품의 손실 규모가 크다. 또한 FBD의 규모가 크고 FBD의 액세서리 설비인 Cyclone 및 Scrubber, RTO 등의 규모가 크기 때문에 가동 유연성이 낮은 단점이 있다. 그런데도 비교적 저온 (100°C)에서 안전하게 운전할 수 있는 장점이 있기 때문에 널리 사용되고 있다.

아래 결과는 Air의 유량비 및 온도에 따라 피건조물인 DP의 잔류모노머 제거 효율을 실험하여 분석한 결과이다. Air의 온도 및 유량이 높을수록 잔류모노머 제거 효율이 높음을 알 수 있으며 이는 Air와 분체의 각 입자와의 접촉 면적 및 접촉 시간의 증대로 인한 영향으로써 체류시간과도 연관이 있다.

그림 1-2 Air의 온도 및 풍량에 따른 DP의 잔류모노머 함량



이에 본 연구에서는 이슈화 되고 있는 생산성 향상 문제와 잔류모노머 제거를 통한 냄새-Free의 품질을 개선하기 위해 체류시간분포의 분석 방법을 이용하였다. 체류시간이란 분체가 채워져 있는 공간을 분체의 이동 속도로 나눈 값으로 분체의 이동 거리가 길수록, 분체의 이동 속도가 작을수록 체류시간은 증가한다. 하지만 체류시간이 증가한다는 것은 생산성이 떨어지며 자칫 오래 건조할 경우 DP의 변색 및 탄화로 인한 화재의 위험도가 증가하기 때문에 무엇보다도 적정 체류시간 수준을 찾는 것이 중요하다. 또한 체류시간의 분포를 최대한 줄임으로써 입자의 균일성을 확보할 수 있으며 이를 통해 Short pass로 인한 분체의 건조 불량과 정체영역에서의 분체의 장기 체류로 인한 이색 및 탄화 등의 문제점을 해결할 수 있다.

본 연구의 목적은 현장 Scale에서는 건조 공정의 특성상 Test 검증 시 큰 경제적인 비용이 발생하기 때문에 컴퓨터 시뮬레이션 프로그램을 이용하여 건조 공정의 최적의 체류시간 및 체류시간 분포를 찾고 이를 통해 현장 적용의 기회를 넓히고자 한다.

- 생산성 향상과 품질 개선(잔류모노머 함량 축소)을 동시에 만족시키기 위해 체류시간을 증대함
- FBD내의 DP의 효율적인 Mixing을 통해 체류시간 분포를 좁힘으로써 Short pass 및 정체 영역의 비율을 낮추어 DP의 수분 함량 spec out 및 탄화가능성을 줄임

체류시간을 늘리는 방법은 공급 속도를 줄이거나 이동 공간을 늘리는 것이다. 공급 속도를 줄이는 것은 생산성을 낮추는 것이기 때문에 검토 대상에서 제외하고 FBD에 가능한 DP를 높게 채움으로써 DP의 이동 공간을 늘릴 수 있다. 그리고 체류시간 분포를 좁히는 대표적인 방법은 Baffle을 설치^①하는 것이다. 따라서 범용제품 Grade를 대상으로 현재 설비 Spec 및 운전조건을 시뮬레이션 프로그램에 반영하여 FBD의 적절한 유동층 높이 및 Baffle/compartments의 개수와 위치의 최적 조합을 찾아낸 뒤의 체류시간을 목표로 선정하였다.

^① Overcashier RH. Some effects of baffles on a fluidized system.
AIChE J 5(1):54-60.1959

체류시간은 증가할수록 잔류물 제거 및 입자의 균일성에 효과적이거나 제품의 탄화 가능성 및 설비 운영적인 측면에서 일부 고려되어야 한다. 다양한 Grade생산 및 DP의 점착특성으로 인한 내부 스케일을 제거하기 위해 FBD는 월 1회 이상의 Cleaning이 필요하기 때문에 체류시간 증대를 위한 내부 구조물(Baffle 등)이 과도하게 설계될 경우 작업 안전성을 저해할 요소가 있다. 따라서 Baffle의 높이의 경우 사람의 키를 고려하여 적용 가능한 최대 높이를 230cm로 제한하였다. Compartment의 경우도 Cleaning 작업할 수 있는 공간 확보를 위해 최대 4ea로 제한하였다.

표 1-1 체류시간 및 RTD 목표

항목	현수준	목표수준	방안
체류시간 (생산성)	-	5% up	1. DP 유동층의 height 최대화
체류시간 분포 분산	-	5% down	2. Baffle/compartment 조합 3. 적정 유동화 속도 및 유량 선정

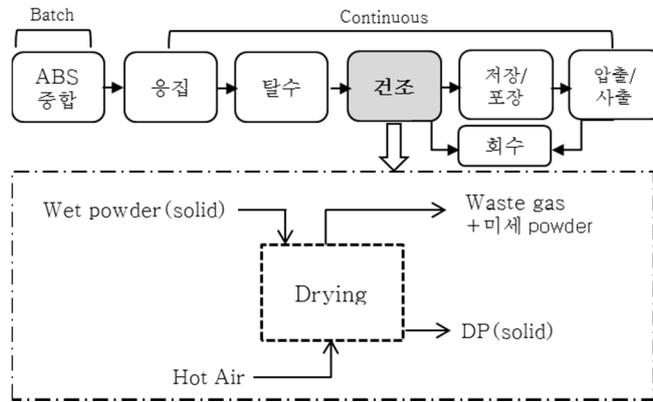
체류시간이 5% 증가할 경우 동일 체류시간에서 5%의 생산성을 올릴 수 있기 때문에 Grade의 시장요구 목표에 따라 생산성 향상 또는 체류시간 증대를 통한 잔류물 제거의 품질 개선을 선택할 수 있다. 그러므로 본 연구 대상인 범용 Grade의 경우 생산성이 bottleneck이기 때문에 체류시간을 5% 증대될 경우 생산성이 5% 증대될 수 있다.

1.4 연구 범위 및 조건

1.4.1 Process 범위

FBD의 전/후공정은 안정적이라는 전제조건 아래 현재 운전 Scale을 기준으로 FBD를 Process 범위로 한정하였으며 Process Flow는 아래와 같다.

그림 1-3 건조 공정 flow diagram



FBD의 하부로부터 Perforated Plate를 통해 공급되는 Hot Air는 DP에 수분을 제거할 수 있는 열원과 유동층을 형성시켜주는 역할을 하며 또 다른 열원인 Hot Water는 간접적인 열원만을 제공하기 때문에 대상에서 제외하였다. 상부의 Air 배출구에는 미세DP 및 증발한 수분과 휘발성 물질이 배출되나 DP의 유동에 초점을 맞추기 위해 상대적으로 양이 작은 수분 및 휘발성 물질에 대한 영향은 제외하였다.

■ 시뮬레이션 범위

입자의 유동해석에 초점을 두어 시뮬레이션을 실행하였으며 DP와 유체 및 외부환경과의 열 및 물질 전달 해석은 체류시간과의 직접적인 관련성이 낮은 이유로 제외하고 등온 상태에서의 Closed System 환경하에 시뮬레이션을 실행하였다.

■ 전제 조건

- 상온 대기압 상태이며 설비의 재질 및 cleaning 상태 등의 설비 외적 요인에 의한 영향은 없다.

- 상부 배출구에서의 현장 설비 조건은 배출 Gas 및 미세 DP를 보다 빠르게 회수하기 위해 진공에 가까운 조건을 설정하나 본 연구에서는 외부 요인을 최소화하기 위해 상부 배출구 조건에서의 압력은 대기압으로 설정하였다.
- FBD 내부 Distributor에서의 Air 배출 압력은 전 면적에 고르다.
- 정전기 및 수분에 의한 DP분체의 폭발 및 Block 형성은 없으며 DP의 흐름성이나 점착특성은 일정하다.

1.4.2 Process 변수

안전성을 확보하면서 목표인 체류시간을 증가시키고 체류시간 분포를 좁힐 수 있는 DP의 유동을 형성시키는 인자는 크게 FBD의 설비 조건과 운전 조건으로 나눌 수 있다.

- 설비 조건: FBD volume, Air 용량, Baffle/Compartment 크기
- 운전 조건: Air 특성(유량, 온도, 점도), DP 특성(공급양, 밀도, 크기)
외부환경(대기 온도/습도), 설비재질, 작업자 운전방식

하지만 이러한 다양한 변수들에 대해 모든 데이터를 정량화하는 것에 제약이 있기 때문에 체류시간과 가장 관련이 있는 변수들로 분류하여 변수를 최소화하였다. 아래 표는 그 결과이며 선정된 변수를 중심으로 최적의 운전범위를 설정코자 하며 유체와 DP의 흐름을 분석하여 예상 문제점을 도출하여 운전 방식에 활용코자 한다.

표 1-2 FBD Process 변수 선정 기준

변수	포함 변수				제외 변수	
	Air	DP	Baffle	FBD크기	Air	입자
인자	압력 유량	입도 밀도 투입양	개수 높이 space	유동층 높이	온도	Block 뭉침도
이유	입자의 유동 공급원	입자 특성에 따라 유동층 경향이 다름	입자의 체류 공간의 크기 관련	입자의 체류 공간의 크기 관련	등온조건 가정	입도분포에 Block비율 반영함

1.5 연구 동향

RTD와 관련된 연구는 지금까지 다양한 분야에서 진행되고 있으며 그 효과 또한 이미 검증된 사항이다. 주로 2상 또는 3상의 액-액 phase의 추적자를 활용한 반응기 및 수처리 영역에서의 RTD에 대한 연구가 활발히 진행되었으며 Pilot 설비 및 시뮬레이션을 통한 RTD 연구가 주로 이루어졌다. 유동층 반응기에서의 분체의 흐름에 대해서도 많은 고전적인 이론[Kunii, D. 및 Levenspiel의 Fluidization Engineering, Geldart의 Powder Technology]을 바탕으로 그 현상을 해석하고 있다. 액체와 마찬가지로 분체에서도 추적자를 이용하여 RTD 연구를 진행하고 있으나 분체의 종류의 다양성과 불규칙성과 유체와 어우러진 층류와 난류의 흐름의 특성이 다양하고 명확히 규정하기가 어렵기 때문에 특정 분체에 대한 연구가 주로 진행되어 왔다. 그리고 표로 만들어진 데이터에 의지하기보다는 실제 분체에 적합한 측정을 통해 연구가 이루어지는 것이 대부분이므로 참조할 만한 데이터의 양도 제한적이다. 특히 산업부문에서의 분체에 대한 연구는 주로 모래, 석탄 및 실리콘 등의 구형에 가까우며 레이놀즈수가 1 이하인 비교적 층류 흐름이 강한 입자에 대한 연구가 활발하지만 난류 흐름이 포함된 영역은 불규칙한 특성으로 인해 특정 분체로 한정되었다. 그러나 체류시간 측정에 유효한 추적자를 이용하는 것에 있어서 액체와 달리 분체는 입자의 수가 매우 많고 추적자를 분리하여 농도를 측정하는 방법이 매우 어려우며 실제 산업 현장에서는 다양한 형태의 Baffle이 존재하기 때문에 Baffle의 크기 및 재질, 개수 등의 다양한 조건에 따른 RTD 효과에 대한 정보가 부족한 상황이다. 또한 DP는 레이놀즈수가 1 이상이며 입도의 분포가 $1\mu\text{m}$ 부터 $1000\mu\text{m}$ 이상까지 매우 넓고 입자의 형태 또한 완전 구형은 아니기 때문에 DP의 특성에 맞는 유동화 조건을 수립하는 것이 필요하다. 이에 본 연구에서는 산업 현장에서 생산되고 있는 ABS DP의 특성과 유동층 건조기의 운전조건에 적합한 Baffle의 조합을 찾아내기 위해 추적자의 농도분률 측정이 가능한 컴퓨터 시뮬레이션을 이용하여 실제 현장에서 확인할 수 없었던 DP 분체의 평균적인 체류시간 및 RTD를 예상함으로써 실제 현장 Test 시의 기회비용을 최소화할 수 있고 Operator 및 엔지니어에게 유동층 건조기의 내부 운전 상황에 대한 Data의 제공을 통해 더욱 효율적이고 안전한 운전에 도움이 되고자 한다.

2. 이론적 배경

2.1 입자 특성

분체란 크기가 수 밀리미터 이하인 가루 또는 알갱이 상태의 크기 및 모양이 다른 무수한 입자의 불규칙한 집합체라고 할 수 있다. 각각의 입자의 물리적 특성을 정확하게 파악하는 것은 어렵기 때문에 분체의 물리적 특성은 모집단의 입자 군의 평균적인 특성값으로 대표하며 특히 기체를 유체로 사용하는 건조 공정에서 분체의 벌크(bulk) 특성을 결정하는 데 중요한 역할을 하는 것은 입도와 입도 분포이다. 따라서 분체를 구성하고 있는 입자들의 입도 및 입도 분포를 정확하게 파악하는 것이 건조 공정에서의 분체의 특성을 규명하는 데 매우 중요하다. 특히 분체의 유동 특성을 명확히 이해하기 위해서 그와 관련된 분체의 주요 특성에 대한 원리 및 DP의 특성값을 확인하였다.

2.1.1 입자크기 (particle size) 및 입도분포

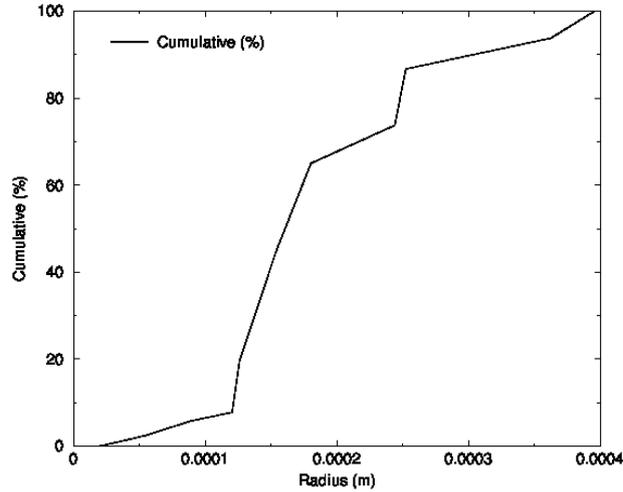
규칙적인 형상의 입자는 다양한 방식으로 정확하게 측정할 수 있다. 측정 방식 및 측정 후 입자의 Diameter를 산출하는 방식에 따라 다양한 입자크기가 산출될 수 있으며 본 연구의 경우에는 산업용으로 입도 관리에 쉬운 측정 방식인 망(mesh)으로 된 체를 사용하여 입자의 크기를 산출하였다. 다음은 다양한 형태의 Diameter 측정방식이다.

표 2-1 입자의 형태에 따른 입자 지름 측정 방법 제안_Rase(1990)

Shape	Equivalent particle diameter
Sphere	$d_p = \text{diameter of a sphere}$
Cylinder with length (l_y) equal to diameter (d_y)	$d_p = d_y$, the diameter of a cylinder
Cylinder $l_y \neq d_y$	$d_p = \frac{6d_y}{4 + 2d_y/l_y}$
Ring with outside diameter of d_o Inside the diameter of d_i	$d_p = 1.5(d_o - d_i)$
Mixed sizes	$d_p = \frac{1}{\sum_i x_i/d_{pi}}$

입자의 모집단은 입도분포로 기술한다. 따라서 DP를 샘플링하여 mesh를 사용하여 측정한 입도 분포를 누적곡선으로 나타낼 수 있다.

그림 2-1 DP의 누적 입도 분포 곡선(모집단인 DP로부터의 샘플 측정)



평균입자크기는 모든 입자의 Diameter의 합을 총 입자의 수로 나눈 산술평균크기로 구할 수 있다.

$$\bar{d}_{av} = \frac{\sum_i n_i d_{pi}}{\sum_i n_i} \approx 200 \mu m$$

이 때 입자의 수 $n_i = \frac{M_p}{\rho_p v_p}$ 로 산출할 수도 있다. (ρ_p : 입자의 밀도, v_p : 입자의 부피)

2.1.2 구형도(sphericity, ψ)

입자의 운동에 영향을 미치는 요소로 1은 완벽한 구(sphere)이다. 이 때 지름이 D_p 이고 단일입자의 부피와 표면적이 각각 v_p , s_p 일 때 다음의 식을 통해 구형도의 값을 구할 수 있다.

$$\psi = \frac{\text{어떤 입자와 같은 부피를 가지는 구의 표면적}}{\text{그 입자의 실제 겉넓이}}$$

$$= \frac{\pi D_p^2 / v_p}{s_p / v_p} = \frac{\pi D_p^2 / \frac{\pi}{6} D_p^3}{s_p / v_p} = \frac{6v_p}{D_p s_p}$$

DP는 pulverized 분체와 유사한 수준의 0.73의 구형도 값을 갖는다.

2.1.3 입자 밀도

입자의 밀도는 비다공성 입자의 경우에는 매우 간단하게 구할 수 있다.

$$\text{입자밀도}(\rho_p) = \frac{\text{입자의 질량}(M_p)}{\text{입자의 유체 역학적 부피}(V_p)}$$

유체 역학적 부피는 입자와 유체 역학적 상호 작용 속에서 유체에 의하여 인식된 부피이며 모든 열린 세공과 닫힌 세공의 부피를 포함한다. 그러나 다공성 고체에 대해서 입자 밀도(겉보기 밀도 또는 외피 밀도)의 측정은 직접 측정하기가 쉽지 않다.

이에 유동층과 관련하여 사용될 수 있는 밀도는 다음과 같이 정의한다.

$$\text{층밀도}(\rho_B) = \frac{\text{층 속에 있는 입자의 질량}}{\text{입자자체와 입자 사이의 공간이 차지한 부피}}$$

이 때 층밀도와 입자밀도로부터 공극률 (ϵ)의 관계는 다음과 같으며 부피와 표면적에 대해서도 각각 공극률을 구할 수 있다.

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_B}{\rho_p} = \frac{\bar{V}_\epsilon}{\bar{V}_\epsilon + \bar{V}_s} = 1 - \frac{S}{S_B}$$

\bar{V}_ϵ : 층속의 분체부피, \bar{V}_s : 층속의 공극부피,

S: 입자 부피 당 입자 표면적, S_B : 층의 단위 부피 당 입자 표면적

입자가 유동화되기 시작할 때의 입자의 공극률을 ϵ_{mf} 이라 할 때 입자의 크기가 작을 경우 ($d_p < 200 \mu\text{m}$)

$$\epsilon_{mf} = 0.586\psi^{-0.72} \left(\frac{\mu^2}{\rho_g \eta d_p^3} \right)^{0.029} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0.021} \quad \textcircled{2}$$

$$\eta = g(\rho_p - \rho_g)$$

또는,

$$\epsilon_{mf} = (0.071/\psi)^{1/3} \quad \textcircled{3}$$

② T.E Broadhurst and H.A.Becker, AIChE J.,21,238 (1975)

③ Wen and Yu suggested on experimental data (1966)

공극률(ϵ)은 입자의 모양에 영향을 많이 받으며 구형 입자의 경우 보통 0.4 ~ 0.45의 값을 가지고 있다. 유동화가 일어날 때의 입자의 모양과 크기에 따른 공극률(ϵ_{mf}) table ^④ 은 다음과 같다.

표 2-2 최소유동화 시점에서의 입자의 형태 및 크기에 따른 공극률

Type of Particles	Particle Size, D_p (mm)			
	0.06	0.10	0.20	0.40
	Void fraction, ϵ_{mf}			
Sharp sand ($\phi_s = 0.67$)	0.60	0.58	0.53	0.49
Round sand ($\phi_s = 0.86$)	0.53	0.48	0.43	(0.42)
Anthracite coal ($\phi_s = 0.63$)	0.61	0.60	0.56	0.52

2.1.4 입자 표면적

분체의 표면적은 분체의 입도 또는 입도 분포와 관계가 있다. 만일 모든 분체가 구형이라면 분체의 종류와 관계없이 평균 입도와 표면적 사이에는 단일한 관계식이 성립하겠으나 각종 분체는 다양한 형상 및 내부 기공을 갖고 있기 때문에 좀 더 복잡한 측정 방식이 요구된다. 이에 입자의 표면적을 측정하여 분체의 표면적을 측정하는 방법을 활용코자 한다. 층의 높이가 H이고 단면적(A)인 분체층에는 지름(d)인 유체의 유로들로 구성된 모세관이 형성되어 있다. 이때 점도가 μ 인 유체의 모세관의 평균유속 u_m 는 Hagen-Poiseuille의 식으로 다음과 같다.

$$u_m = \frac{d^2 \Delta p}{32\mu H}$$

Kozeny의 가설^⑤에 따라, d는 공극부피 \bar{V}_ϵ 을 공극표면적 S로 나눈 값의 4배에 해당하는 값으로 가정할 수 있다.

^④ Void fraction at minimum fluidization cited CBE 150A-Transport(2014)

^⑤ 다공성 매질의 입자를 구형으로 가정하여 비표면적을 입자평균직경과 상관시킨 것으로 후에 Carman은 Kozeny 관계식에 비틀림도에 의한 영향을 유동속도와 유동포텐셜 인자 모두에 적용하여 Kozeny-Carman 관계식으로 발전하였다.

$$d = 4 \times \text{수력반지름} = 4 \times \frac{\text{유체흐름에 수직인 유로의 단면적}}{\text{유로단면적의 테두리}} = 4 \times \frac{\bar{V}_\epsilon}{S}$$

앞서, $\epsilon = \frac{\bar{V}_\epsilon}{\bar{V}_\epsilon + \bar{V}_s}$ 이므로, $V_\epsilon = \left(\frac{\epsilon}{1-\epsilon}\right) \bar{V}_s$

따라서, $d = 4 \left(\frac{\epsilon}{1-\epsilon}\right) \frac{\bar{V}_s}{S}$

이 값을 Hagen-Poiseuille에 다시 적용하면

$$u_m = \frac{\epsilon^2 \bar{V}_s^2 \Delta p}{(1-\epsilon)^2 S^2 2\mu H}$$

공극표면적 $S = \rho_s \bar{V}_s S_\omega$ 로 대치하고 (ρ_s : 분체 밀도, S_ω : 단위질량당 분체입자 표면적) 모세관의 평균유속을 유체의 평균유속 $u_m = \left(\frac{H_e}{H}\right) \frac{u}{\epsilon}$ 으로 환산할 경우 (H_e : 모세관의 평균높이)

$$S_\omega^2 = \frac{1}{k\mu\rho_s^2 u} \frac{\epsilon^3 \Delta p}{(1-\epsilon)^2 H}$$

K는 가로세로비 (aspect ratio)라고 부르는 상수이며 보통 $k=5$ 를 쓴다.

충전층을 흐르는 유체는 압축성 유체인 공기이기 때문에 위의 식은 다시 아래와 같이 정리된다.

$$S_\omega^2 = \frac{1}{k\mu\rho_s^2 u} \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2} \cdot \frac{\Delta p}{H} \cdot \frac{\bar{p}}{p_1}$$

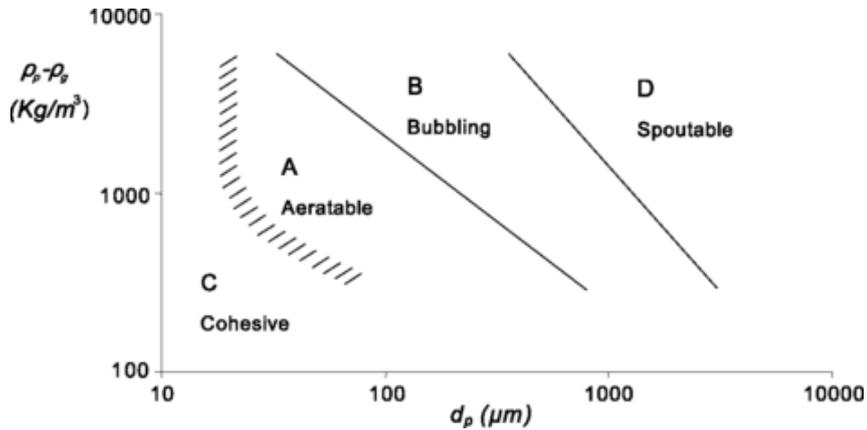
(\bar{p} : 충전층 내의 기체의 평균압력, p_1 : 입구 쪽의 기체의 압력)

2.1.5 Geldart 분류 [6]

분체의 특성인 입도, 입도분포, 밀도 등에 의해 유동화의 형태가 달라지기 때문에 그 현상을 이해하기 위해서는 각 분체 별로 유동화 실험이 필요하나 Geldart의 분체를 주변 조건에서 유동화 특성에 따라 네 그룹으로 분류한 기준에 따라 분체를 해당 그룹에 적용하면 유동화

현상을 예측할 수 있는 데 도움이 된다. 분류의 기준은 분체와 유체인 기체의 밀도차이 $\Delta\rho = (\rho_p - \rho_g)$ 와 평균입도 \bar{d}_p 이다.

그림 2-2 분체의 유동화 특성의 분류(Geldart)



DP의 경우, 평균입도가 작고($\bar{d}_p < 500\mu\text{m}$) 밀도가 작기($\rho_p < 1400\text{Kg/m}^3$) 때문에 그룹 A로 분류될 수 있다. A그룹의 입자들은 기포가 발생하기 전에 분체 유동화가 잘 일어난다고 볼 수 있으며 이는 기포가 발생하기 위한 최소유동화 속도 U_{mb} 의 값이 유동화가 일어나기 위한 최소유동화 속도인 U_{mf} 보다 크기 때문이며 보통은 품질이 좋은 유연한 유동화를 갖는 Fluidized Bed 건조기에 적합한 분체라고 말할 수 있다.

Abrahamsen과 Geldart는 다음의 상관 관계를 이용하여 분체 유동화가 일어난 상태에서 층내에 기포가 발생하기 시작하는 속도인 최저기포 성장속도(U_{mb})를 기체와 입자 특성에 서로 연관시켰다.

$$U_{mb} = 2.07 \exp(0.716F) \left[\frac{x_p \rho_g^{0.06}}{\mu^{0.347}} \right]$$

여기서 F는 $45\mu\text{m}$ 보다 작은 분체의 분률로써 미세 분체의 입도 크기 (x_p)가 클수록 U_{mb} 가 증가하므로 입도 크기가 클 경우 기포발생속도가 커지기 때문에 입도를 작게 조절하여 좀 더 안정한 유동층을 유지할 수 있다.

2.2 유동화 원리

2.2.1 유동화 정의

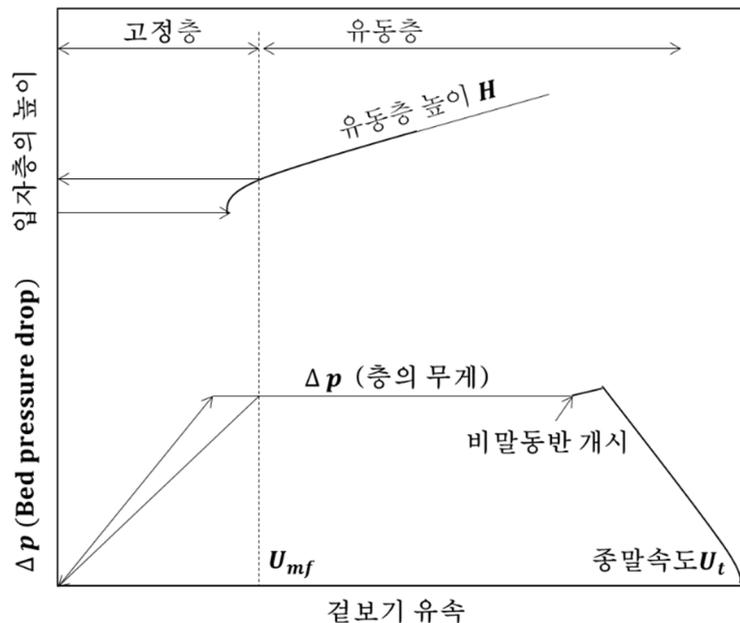
유동화(fluidization)는 층을 이루는 입자들이 완전히 떠 있는 상태이며 유체가 미치는 위를 향한 항력과 층 내의 입자들의 무게와 같아지는 지점에서 입자들은 유체에 의하여 들어 올려지고 층이 유동화 된다.

$$\begin{aligned} \text{압력강하 } (\Delta p) &= \frac{\text{입자의 무게} - \text{입자에 작용한 부력}}{\text{층의 단면적}} = \frac{HA(1-\varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g}{A} \\ &= H(1-\varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g \end{aligned}$$

(ρ_p : 입자 밀도, ρ_f : 유체 밀도)

아래 그림은 최소유동화 속도(U_{mf})에 이르기 전까지 압력손실은 증가하며 층의 변화는 없지만 이후 유동화가 진행되면서 압력 차는 유지되면서 유동층의 높이가 팽창하는 과정이다.

그림 2-3 고체층에 흐르는 유체의 걸보기유속에 대한 압력강하와 층높이의 변화



2.2.2 최소유동화 속도

충전층이 유동층으로 될 때 유체의 공탑 속도(ω)를 최소유동화 속도(U_{mf})라 한다. 이것을 산출하기 위해 충전층을 통해 흐르는 많은 형태의 유체 및 입자의 흐름에 적용되는 Ergun방정식을 활용하면

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{\mu \omega}{\psi_s^2 D_p^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1.75 \frac{\rho_f \omega^2}{\psi_s D_p} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}$$

위 식을 이용하여 다시 적용하면

$$(1-\varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g = 150 \frac{\mu \omega}{\psi_s^2 D_p^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1.75 \frac{\rho_f \omega^2}{\psi_s D_p} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}$$

입자와 부피에 대한 표면적 비가 같은 구의 지름 $x_{sv} = \psi_s D_p$ 로 대체하면

$$\begin{aligned} (1-\varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g &= 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu \omega}{x_{sv}^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_f \omega^2}{x_{sv}} \\ &= 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu^2}{\rho_f x_{sv}^3} \frac{\omega x_{sv} \rho_f}{\mu} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\mu^2}{\rho_f x_{sv}^3} \frac{\omega^2 x_{sv}^2 \rho_f^2}{\mu^2} \end{aligned}$$

따라서
$$(1-\varepsilon)(\rho_p - \rho_f)g \frac{x_{sv}^3 \rho_f}{\mu^2} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} Re_{mf} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} Re_{mf}^2$$

또는
$$A_r = 150 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} Re_{mf} + 1.75 \frac{1}{\varepsilon^3} Re_{mf}^2$$

여기서 A_r 은 Archimedes 수로 알려진 무차원 수이다.

$$A_r = (\rho_p - \rho_f)g \frac{x_{sv}^3 \rho_f}{\mu^2}$$

Re_{mf} 는 유동화 개시 시점에서의 Reynolds 수이다.

$$Re_{mf} = \frac{\omega x_{sv} \rho_f}{\mu}$$

입도가 매우 작은 입자로 구성된 충전층에서는 $Re_{mf} < 20$ 인 범위에서

Ergun의 방정식[5]에서 층류에 관한 항만이 의미가 있으므로 난류에 관한 우측의 항은 제거가 됨으로써 최소 유동화 속도를 구할 수 있다.

$$U_{mf} = \frac{(\rho_p - \rho_f)g}{150\mu} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} \psi_s^2 D_p^2$$

유동화될 수 있는 최대 입도 (100~1000 μm) 및 $Re_{mf} > 1000$ 에서는 Ergun의 방정식에서 층류항이 무시되고 난류항이 우세하므로 층류에 관한 좌측의 항은 제거가 됨으로써 최소 유동화 속도를 구할 수 있다.

$$U_{mf} = \left[\frac{\psi_s D_p g (\rho_p - \rho_f) \varepsilon^3}{1.75 \rho_f} \right]^{1/2}$$

이 외에도 최소유동화 속도 (U_{mf})는 공극율, 입자 및 유체의 밀도, 입도, 그리고 유동화 시점에서의 레이놀즈수에 따라 결정되며 이에 대한 다양한 관계식이 존재한다.

Wen & Yu 에 따르면 입도가 100 μm 이하이고 $A_r < 1000$ 인 경우

$$U_{mf} = 0.00075 \frac{(\rho_p - \rho_f)g D_p^2}{\mu}$$

입도가 100 μm 이상이고 $A_r > 10^7$ 인 경우

$$U_{mf} = 0.202 \left[\frac{D_p g (\rho_p - \rho_f)}{\rho_f} \right]^{1/2}$$

2.2.3 종말침강속도

입자가 유체 내에서 침강할 때 도달할 수 있는 최대속도를 의미한다. 즉, 질량 m 인 입자가 중력을 받으면서 유체 속에서 움직인다고 할 때 유체 내의 입자에 작용하는 모든 힘의 관계는 다음과 같다.

$$m \cdot \frac{du}{dt} = \text{중력} - \text{부력} - \text{저항력}$$

$$m \cdot \frac{du}{dt} = m \dot{a} - m \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} - \frac{C_D u^2 \rho A_p}{2}$$

(C_D 저항계수, A_p 입자의 투영면적)

일정속도에 도달하면 가속도는 0 이므로 종말침강속도는

$$u_t = \omega \sqrt{\frac{2r(\rho_p - \rho_f)m}{A_p \rho_p C_D \rho}}$$

$Re_{p} < 1.0$ 범위에서는 Stokes의 법칙[8]이 적용되며

$$u_t = \frac{g D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18\mu}$$

$1000 < Re_{p} < 200,000$ 범위에서는 Newton의 법칙이 적용된다.

$$u_t = 1.75 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_p - \rho_f)}{\rho_p}}$$

이러한 종말속도를 이용하여 최소유동화속도의 범위를 가늠할 수 있다.

$Re_{p} < 1$ 경우,

$$\begin{aligned} \frac{u_t}{U_{mf}} &= \frac{g D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18\mu} / \frac{(\rho_p - \rho_f)g}{150\mu} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} \psi_s^2 D_p^2 \\ &= \frac{8.33(1-\varepsilon)}{\psi_s^2 \varepsilon^3} \end{aligned}$$

$Re_{p} > 1000$ 경우,

$$\frac{u_t}{U_{mf}} = 1.75 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_p - \rho_f)}{\rho}} / \left[\frac{\psi_s D_p g (\rho_p - \rho_f) \varepsilon^3}{1.75 \rho_f} \right]^{1/2} = \frac{2.32}{\varepsilon^{3/2}}$$

이를 통해 굵은 입자의 경우 작은 입자보다 더 높은 최소유동화속도가 요구됨을 알 수 있으며 유동화에 적합한 입자크기는 유체의 유량 및 유속의 경제성을 고려하여 선정하여야 하며 입자크기에 따라 유체의 유량 및 유속은 조정될 필요가 있다.

2.2.4 Reynolds Number

본 연구에서는 최소유동화속도 및 종말속도 계산 시 각각 유동화 레이놀즈수인 Re_{mf} 와 입자 레이놀즈수인 Re_p 를 사용한다.

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} x_{sv} \rho_f}{\mu} \quad , \quad Re_{p} = \frac{U_0 d_p \rho_f}{\mu}$$

DP의 경우 Geldart 분류 시 Group A 이고 Archimedes(A_r)는 약 40 이므로 아래의 표 1-3을 참조하여 Re_{mf} 를 구할 수 있으며 Re_p 는 10 이하의 값으로 알려져 있다.

표 2-3 Ar 및 Geldart Group별 유동화 속도 관련한 Reynolds Number ^⑥

	Group A ($1 < A_r < 80$)	Group A ($80 < A_r < 30000$)	Group A ($A_r > 30000$)
Re_{mf}	$0.00008A_r$	$0.00095A_r^{0.96}$	$0.00095A_r^{0.56}$
Re_{mb}	$Re_{max} + \frac{Re_{mf} - Re_{max}}{1 + \frac{H/D^{4.6}}{4}}$ $Re_{max} = 0.064(1 - 0.889)^{A_r}$		
Re_{ms}	$Re_{mf}(Ae^{-\frac{H}{D^{1.85}} + c})$ $A = \frac{4294}{A_r} + 1.1$ $C = 367.6A_r^{-1.5} + 1$		$A = 151.5$ $A_r^{-0.4656}$ $C = 1$

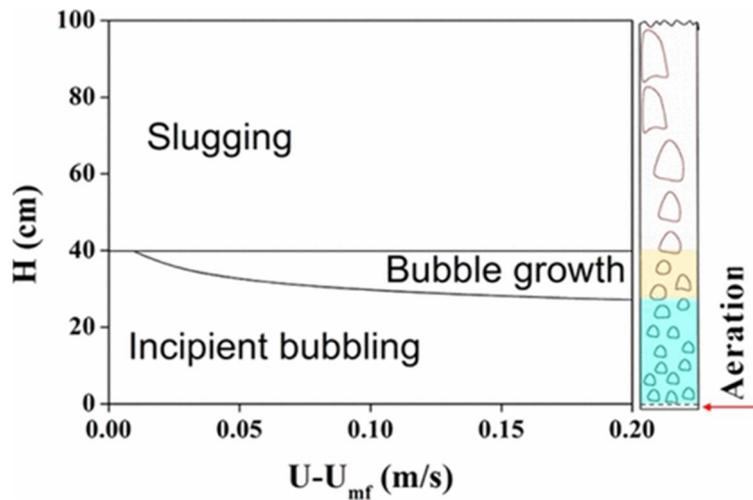
^⑥ Summary of correlations for minimum fluidization, bubbling and slugging cited Powder Technology 228 (2012) 264-271

2.2.5 Bubble 및 유동층 높이

유동화는 유체가 최소 유동화 속도를 넘어서 공탑 속도가 증가함에 따라 기포화 및 비기포화에 의해 유동층이 생성되는 과정이다. 유동층은 기포에 의해 팽창하며 공극률 또한 증가한다.

아래 그림은 공기로 유동화한 분체의 유동화 속도가 증가함에 따른 기포의 생성 과정을 보여준다.

그림 2-4 최소유동화 속도 이상에서의 높이에 따른 Bubble 생성 과정



기포 유동층의 팽창에 관한 이론은 Toomey와 Johnston[16]의 유동화에 관한 2상 이론으로부터 유래되었으며 본 연구에서는 Mori와 Wen의 기포 크기 및 상승 속도에 관한 여러 관계식[9] 및 FBD 높이가 1m 이상인 경우에 적용되는 Werther의 기포 크기와 속도에 관한 식[10]으로부터 적절한 FBD의 높이를 검토하였다.

다공성 분배기에서 시작되는 유체의 초기 기포 크기는

$$D_{bo} = 0.00376(U_0 - U_{mf})^2$$

이제 최소유동화 속도 이상으로 유체의 속도가 증가하게 되면 기포의 크기는 점점 성장하게 되면 유동층의 평균 높이에서 최대의 기포 크기는

$$D_{bm} = 0.609(1 + 0.272 * (U_0 - U_{mf})^{\frac{1}{3}}(1 + 0.0684H)^{1.21}$$

단, Geldart 그룹 A에 적용되며, FBD의 길이가 1m 이상이고
 $1.35 < U_{mf} < 8cm/s$, $100 < d_p < 350 \mu m$, $5 < U_0 - U_{mf} < 30cm/s$
 일 때 적용이 되며 이는 현재의 연구 대상인 FBD에 적합한 식이다.

따라서, FBD 높이 H에서의 기포의 평균 크기는

$$D_b = D_{bm} - (D_{bm} - D_{b0})e^{-0.3H/D_t}$$

이 때 H는 초기 유동화 직전 높이(H_0)가 유동화될 경우 경험적으로 그 높이는 최대 $1.5 H_0$ 까지 증가할 것으로 예상되므로 평균 높이인 $1.5H_0/2$ 를 적용한다. (D_t : 유체 분배기 plate의 지름)

Darton et al[13]에 따르면 Gas-Solid FBD에서 버블들은 가까이 있는 버블들끼리 뭉치려는 경향이 있으며 이 때 버블의 상승속도는

$$U_{br} = 0.711g^{1/2}D_b^{1/2}$$

유체 Gas의 material balance에 따라 버블의 분율은 다음과 같다.

$$\delta = \frac{(u_0 - u_{mf})}{[u_b - u_{mf}(1 + \alpha)]}$$

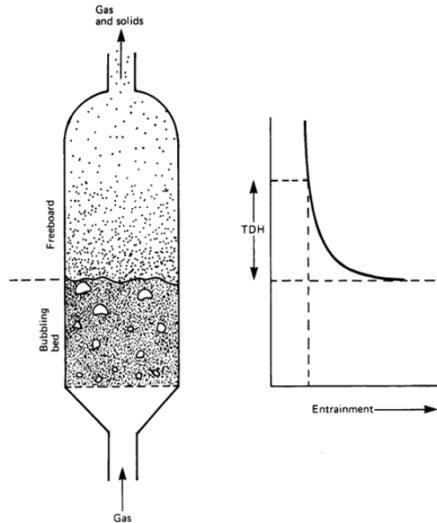
유동층의 높이를 구하기 위해 다음 식을 이용할 수 있다.

$$hA \cdot (1 - \delta) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_p = W \text{ (Bed내 입자의 총질량)}$$

$$h = \frac{W}{A \cdot (1 - \delta) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_p}$$

유동층 표면으로부터 이탈 지대 꼭대기까지의 높이를 수송이탈높이 (Transport disengagement height, 이하 TDH)라 하며 FBD 외부로의 입자의 이탈을 최소화하기 위해서는 유동층 높이 및 TDH의 합은 설계된 FBD 높이를 초과해서는 안 된다.

그림 2-5 TDH related to entrainment of particles cited Wen and Chen(1982)



TDH의 계산 방법에 대한 다양한 공식이 있으며 입자 크기 및 유동화 속도에 따라 TDH가 주로 결정되어지는 correlation이 널리 알려져 있으며 또한 입자크기가 아닌 온도와 압력에 대한 영향을 고려한 correlation도 있다. 본 연구에서는 DP 크기의 다양성을 고려하고 다소 보수적인 factor를 감안하여 Grace correlation을 적용하였다.

표 2-4 Common TDH correlation ⑦

Author	Correlation
Based on bubble size	
Horio et al(1980)	$TDH=4.47d_b^2$
Grace(1968)	$TDH=18.2d_b$
Smolders and Baeyens(1997)	$6 \cdot [(U_t - U_{mf})d_{b0}]^{0.6}$

⑦ Common TDH correlation as reported in the handbook of fluidization and fluid-particle systems. Grace, J.R and D.Harrison "The Distribution of Bubbles within a Gas Fluidized Bed" Inst.Chem.Eng.Symp.30,105(1968)

2.2.6 Baffle 및 Compartment의 효과

Baffle(방해판)은 입자 및 버블의 유동특성을 개선시키기 위한 내부 구조물로서 버블의 크기가 계속 커지는 것을 방지하고 버블이 유동층에 끌고루 분산될 수 있도록 하여 기체와 고체의 RTD를 FBD 크기의 확장 없이도 좁힐 수 있다. 또한 기체-고체간 열 및 물질전달 효율을 높이며 버블의 크기를 줄임으로써 입자의 비산속도가 감소 되어 loss를 방지하는 역할도 한다.

FBD의 경우 내부에 (n-1)개의 Baffle을 설치함으로써 n개의 compartment를 형성하는 구조이다. 따라서 Baffle의 설계에 있어 유의할 점은 Baffle의 높이 및 각 Baffle 사이의 공간이다. Baffle은 Dead zone 방지나 backmixing의 효과는 있으나 너무 많이 설치될 경우에는 channeling 등의 gas 및 입자의 shortcut 문제가 발생이 된다. 또한 적절한 Baffle 사이의 공간은 대개는 반응기의 diameter 수준이 적합하나 정확한 크기는 입자의 특성 및 gas의 특성에 따라 결정되어야 한다. 이에 본 연구에서는 RTD를 좁히기 위한 수단으로서 사용되고 있는 Baffle 및 Compartment에 대해 FBD에 적합한 크기 및 개수에 대한 조건을 찾아보고자 한다.

다음은 적절한 Baffle크기에 대해 실험을 통해 얻어진 상관관계식[®]이다.

$$\frac{U_c}{\sqrt{gd_p}} = \left[\frac{kD_f \rho_p - \rho_j}{d_p \rho_f} \right]^n$$

U_c : 난류흐름에서 fast fluidization으로의 전이 속도

d_p : 입자 diameter

kD_f : performance diameter $3.67 * 10^{-3}$ for free bed (280 * 280 mm)

n : number density of bubbles, 0.27

ρ_p, ρ_j, ρ_f : 입자 밀도, 부유물 밀도, gas 밀도

각 Baffle 사이의 공간 크기에 따른 효과를 파악하기 위해 n개의 compartment로 나뉘어 있으며 높이가 Δh 인 FBD를 가정해 보면 앞서 설명한 버블의 평균 크기 산출 공식으로부터 다음과 같이 Δh 에 대해 다시 변형할 수 있다.

[®] Jin et al criterion for transition from bubbling to turbulent fluidization. 1986a, pp 289-296

$$\Delta h_n = \frac{D_{bn}}{1+0.15(D_{bn}-D_{bm})/D_t} ,$$

(D_{bn} : n-1 및 n번째 compartment 경계에서의 bubble diameter)

적절한 compartment의 수를 N 일 때 FBD가 연속된 N개의 tank로 이루어진 CSTR라 가정하면 체류시간함수로부터 다음의 관계식을 얻을 수 있다.

$$E(\theta) = \frac{N^N}{(N-1)!} \theta^{N-1} e^{-N\theta} \quad \text{⑨}$$

$$E(\theta_i) = \bar{\tau} \cdot E(t_i)$$

$$\frac{1}{N} = \frac{2}{\left(\frac{U \cdot L}{D}\right)^2} \cdot \left[\left(\frac{U \cdot L}{D}\right) - 1 + e^{-\frac{U \cdot L}{D}} \right] \quad \text{⑩}$$

$$U = \frac{L}{\bar{\tau}_{RTD}}$$

θ_i : $t_i/\bar{\tau}_{RTD}$, 시간에 대한 무차원수

$E(\theta)$: 체류시간분포함수

D : Bed의 Diameter

L : Bed의 길이

U : 입자의 속도

$\bar{\tau}_{RTD}$: 평균체류시간

2.2.7 Drag Model

입자의 유동을 해석하기 위해서는 입자가 유체 내를 이동할 때에 받는 힘을 계산하여 입자의 속력과 방향 등을 예측할 수 있다. 그와 관련하여 컴퓨터 시뮬레이션 프로그램에서는 다양한 Drag Model을 활용하여 유체에 의해 입자에 작용하는 힘을 계산 및 유체의 이동을 예측한다. Drag(항력)은 입자가 유체내를 일정한 속도로 움직일 때 유체가 입자에 작용하는 힘으로 항력 방정식은 다음과 같다.

⑨ R.M Weber, The theory of short-circulating in continuous flow mixing vessels in series and kinetics of chemical reactions in such system in Transactions of America Institute of Chemical Engineering (1935)

⑩ D.kunii, O.Levenspie, Lateral Dispersion of Solid in Fluidized Bed Dryer Journal of chemical engineering of Japan(1969), 2(1), S 122-124

$$F_d = -\frac{1}{2}\rho U_r^2 A_p C_d$$

$$C_d = \frac{F_d/A_p}{\left(\frac{1}{2}\rho U_r^2\right)}$$

ρ : 유체밀도, U_r : 유체에 대한 입자의 상대 속도
 A_p : 입자의 투영면적, C_d : 항력계수

이 때의 레이놀즈수는 다음과 같이 정의될 수 있다.

$$Re_p = \frac{U_r d_p \rho}{\mu}$$

실험에 의해서 항력계수 (C_d)와 입자의 레이놀즈수 사이의 관계를 표준항력곡선의 형태로 나타낼 수 있으며 아래의 그림과 같이 네 영역으로 분류할 수 있다. 그리고 이들 영역에 대한 레이놀즈수와 항력계수의 상관관계는 아래의 표와 같다.

그림 2-6 유체에서 구(sphere)의 운동에 대한 표준항력곡선

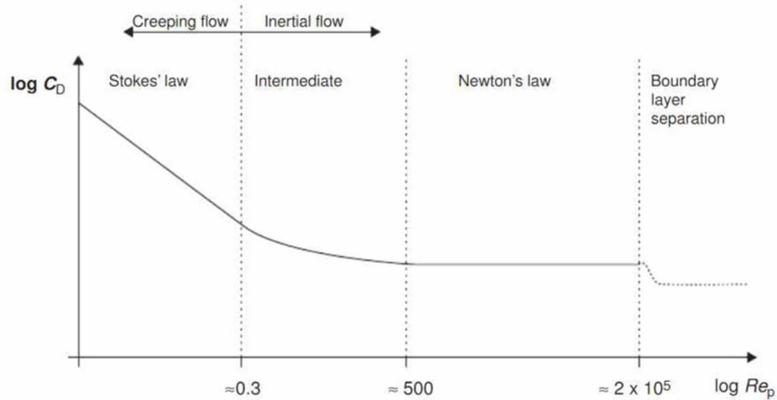


표 2-5 항력계수 상관관계에 대한 단일입자 Reynolds Number 범위

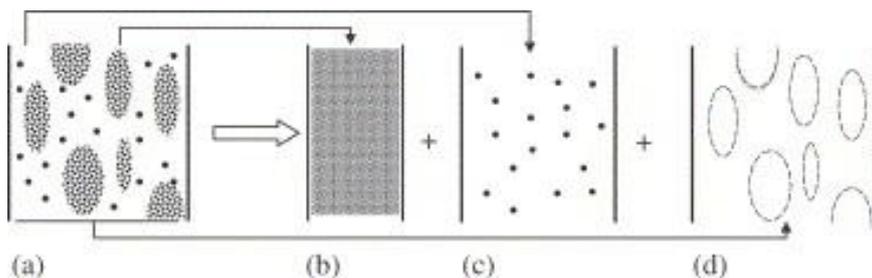
Region	Stokes	Intermediate	Newton's Law
Re_p	<0.3	$0.3 < Re_p < 500$	$500 < Re_p < 2.0E+5$
C_d	$24/Re_p$	$\approx 24/Re_p + 0.44$	≈ 0.44

Re_p 가 매우 낮은 입자의 경우 Stokes의 법칙 영역에서 비교적 정확하게 항력계수와 종말속도의 관계를 갖지만, Intermediate 영역에서는 입자의 종말속도를 명확하게 나타내기가 어렵다. 일반적으로 입자에 대한 종말속도를 계산하거나 주어진 속도에 대한 입자의 지름을 계산할 때 어느 영역이 적합한지는 알기가 어렵다. 실제로 FBD 안에는 multi phase 및 regime이 존재하기 때문에 유동 해석에 있어 다양한 변수의 영향을 고려해야 한다. 입자들과 유체와의 interaction, 특히 유체의 점성 및 그에 저항하는 입자의 마찰에 대한 고려뿐만이 아니라 입자의 농도 수준에 따른 입자들 간의 마찰 및 충돌에 의한 영향 등을 복합적으로 고려할 필요가 있다.

현재 유동을 해석할 수 있는 Drag Model은 다양하다. 그중에서 DP 입자의 특성에 맞는 것으로 EMMS Drag Model을 고려하였으며 그 이유는 해당 모델이 Solid 입자 및 Gas 유체와의 역학 관계를 다루고 있으며 난류와 층류 유동이 혼합된 regime에서의 Geldart A 그룹의 입자를 기본적으로 다루고 있기 때문이다.

EMMS(energy minimization multi-scale) Model의 기본 원리는 유체(Air) 흐름에 주로 적용되어 온 Eulerian 방식, 입자(DP) 흐름에 주로 적용되어 온 Lagrangian 방식을 결합한 Eulerian-Lagrangian 방식을 적용한다. 또한 DP는 clustering 되려는 경향이 있으며 Air는 이러한 cluster를 통과하기보다는 저항이 낮은, 즉 압력 차가 낮은 곳으로 우회하는 경향이 있어서 DP 및 Air 모두 에너지를 적게 소비하는 방향으로 흐름이 interaction면을 따라 지속해서 형성해간다. 이러한 원리로 의해 전체 phase(a)는 밀도가 dense 한 phase(b)와 dilute 한 phase(c), 두 phase의 interface인 phase(d)로 나눌 수 있다. EMMS 모델은 이러한 3 phase에 대한 correlation을 바탕으로 유체 및 입자의 거동을 예측 하는 방식이다.

그림 2-7 일반적인 flow를 구성하는 3가지 phase로 분리한 모형[18]



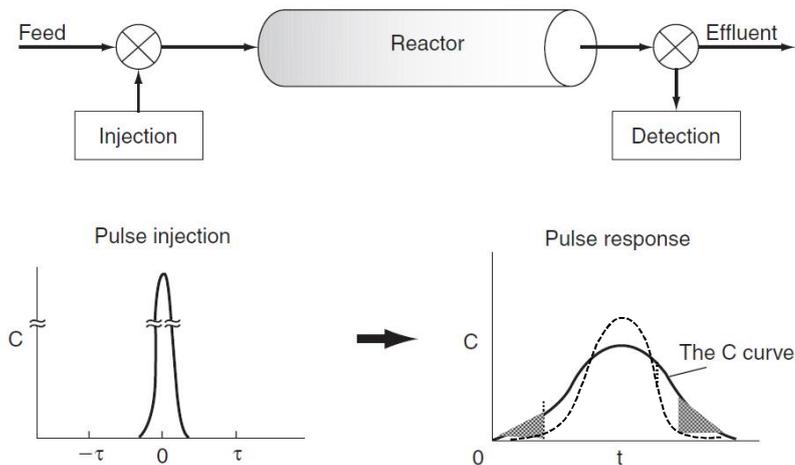
2.3 체류시간분포(Residence Time Distribution)

2.3.1 체류시간분포 측정 원리

FBD는 연속공정으로서 고품질 및 최대의 생산성을 위해서는 FBD 내부 공간을 최대한 활용하는 것이 필요하다. FBD 내부에서의 DP와 Air의 유동층은 층류 뿐만이 아니라 난류영역이 혼재된 복잡한 유동 형태이기 때문에 FBD 내부의 혼합 거동의 특성을 알아야 한다. 이를 위해 DP 및 Air의 혼합 거동을 가장 잘 보여주는 지표로써 체류시간 분포 그래프 측정 방법을 이용할 수 있다. 주요 원리는 추적자(Tracer)를 반응기에 투입하여 특정 지점에서의 배출농도를 시간에 따라 측정하는 것이며 추적자를 투입하는 방식에 따라 Pulse 및 Step 방식이 있다. 전자는 추적자를 특정 시점에 특정양을 한 번에 투입하는 것이라면 후자는 연속해서 반응기에 흘려보내는 것이다.

본 연구에서는 전자의 방법을 도입하였으며 추적자의 투입방식의 차이만 있을 뿐 결과 및 해석에 있어서 두 방법의 차이는 크게 없다. 체류시간 분포는 추적자를 $t=0$ 에서 FBD의 입구에 투입한 후 출구에서 배출되는 전체 양 중에서 추적자의 농도를 시간에 따라 측정하여 $C(t)$ 곡선을 구함으로써 FBD내의 dead zone과 channeling 구간의 정도를 판단하는 데 사용된다. 아래 그림처럼 체류시간분포가 개선이 되면, 즉 Channeling 구간(좌측) 및 정체 구간(dead zone) 면적이 줄어드는 함수그래프가 된다.

그림 2-8 Pulse 방식의 추적자 투입 방식 및 C곡선



2.3.2 체류시간분포 Curve

시간에 따른 추적자의 농도를 바탕으로 체류시간분포 그래프인 E-Curve 및 F-Curve를 작성하여 쉽게 체류시간분포를 해석할 수 있다.

2.3.2.1 E-Curve

FBD안에 DP가 연속적으로 Feeding 되고 있을 때 DP와 직접 반응하지 않는 추적자를 FBD 입구에 일정량(N_0)을 투입한 후 부피 속도가 v 인 DP와 함께 흘러갈 때 출구에서 t 시간에서 추적자의 농도를 $C(t)$ 라고 한다면 FBD 내에서의 추적자의 t 시간에서의 변화량은 다음과 같은 식[1]으로 표현될 수 있다.

$$\Delta N = C(t) \cdot v \cdot \Delta t$$

추적자의 전체 총량으로 나누면

$$\frac{\Delta N}{N_0} = \frac{C(t) \cdot v}{N_0} \Delta t$$

$E(t) = \frac{C(t) \cdot v}{N_0}$ 라고 한다면,

$$\frac{\Delta N}{N_0} = E(t) \Delta t$$

$E(t)$ 를 RTD의 함수라고 한다.

또한

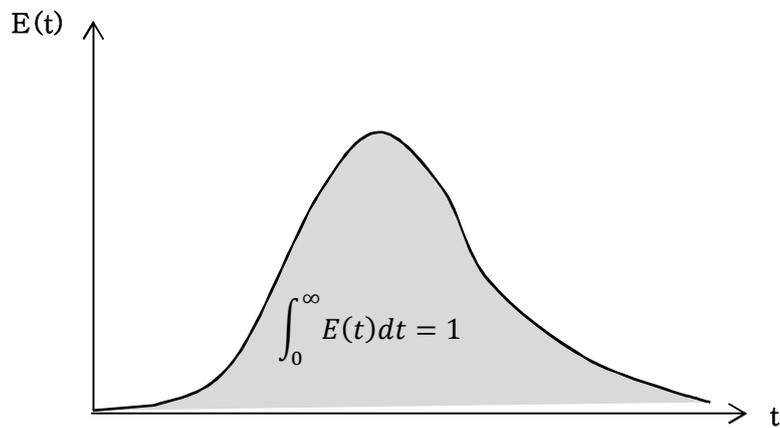
$$N_0 = \int_0^{\infty} vC(t)dt$$

따라서

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt}$$

따라서, $E(t)$ 는 남아 있는 추적자의 양 중에 출구로 빠져나간 양에 대한 분률 이라고 말할 수 있다.

그림 2-9 E-Curve 또는 RTD 곡선



2.3.2.2 F-Curve

t시간동안 FBD의 출구를 빠져나간 추적자의 양은 아래와 같다.

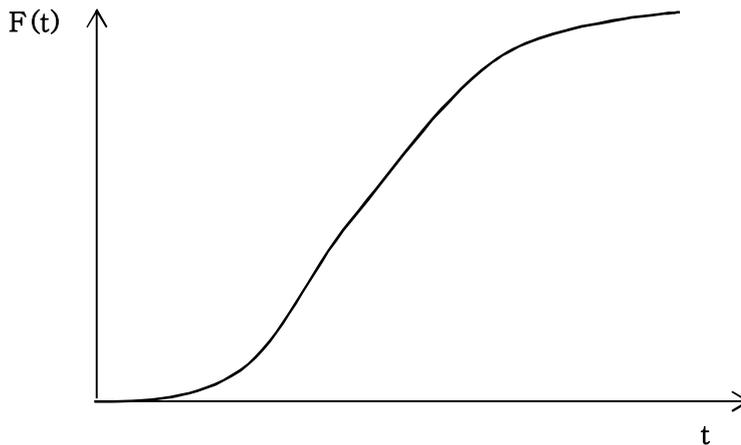
$$\int_0^t E(t)dt = F(t)$$

또한, 반대로 아직 빠져나가지 못하고 Bed에 남아 있는 추적자의 양은

$$\int_t^\infty E(t)dt = 1 - F(t)$$

그러므로 E(t)의 누적함수를 F(t)이며 Cumulative distribution curve 라고 부른다.

그림 2-10 F-Curve



2.3.2.3 평균체류시간

체류시간은 추적자가 반응계 내에 머무르는 시간이며, 평균체류시간은 시간의 흐름에 따라 반응계 내에 머무르는 추적자의 변화량을 고려하여 평균에 해당하는 추적자가 반응계 안에 머무르는 시간이라 할 수 있다.

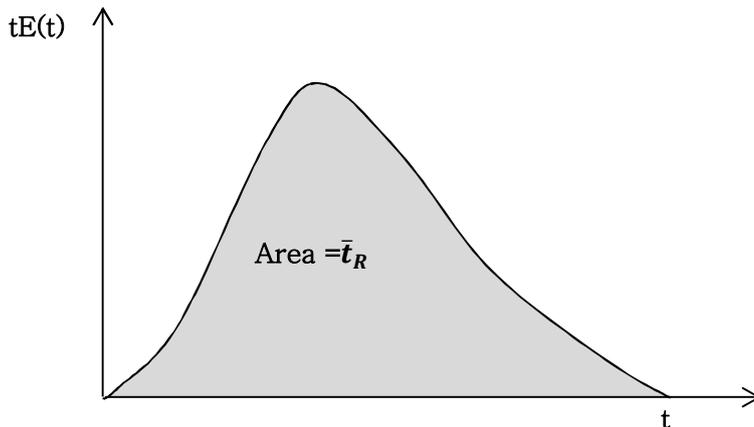
Perfect Plug Flow에서는 모든 입자는 같은 체류시간을 갖는다. 그것을 평균체류시간 이라 말할 수 있으며 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$\text{평균체류시간}(\bar{t}_R) = \frac{\text{반응계 전체 부피}(V)}{\text{투입물 유량}(v)} = \frac{\text{반응기내 투입물 전체 질량}(W)}{\text{투입질량속도}(\frac{F}{R})}$$

이것을 RTD 함수로 표현하면 즉 실제 체류시간은 다음과 같다

$$\bar{t}_R = \frac{\int_0^{\infty} tE(t)dt}{\int_0^{\infty} E(t)dt} = \int_0^{\infty} tE(t)dt$$

그림 2-11 시간에 따른 tE(t) 함수



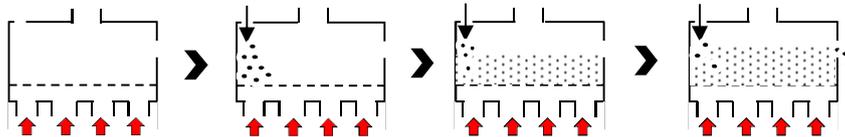
3. 이론 고찰 및 검증

3.1 건조기 운전 조건

3.1.1 운전 절차

CSTR(Continuous Stirred Tank Reactor)과 같은 이상적인 반응기는 모든 입자의 체류시간이 동일하다. 하지만 실제 공정에서는 mixing 과정을 통해 입자의 분포를 최대한 균일하게 조성함으로써 체류시간 분포를 최소화하여 평균체류시간을 증대하고 있다. 건조기의 경우 Air 유체 및 내부의 Baffle 및 Compartments가 mixing의 역할을 하고 있으며 이들의 최적 조건을 찾는 것이 필요하다. 건조 공정은 Continuous process이며 건조기 내부를 채운 후 건조된 제품이 배출되는 Flow이다. 아래 그림에서처럼 제품의 입구와 출구를 close한 뒤 Hot Air를 투입하여 건조기의 내부 상태를 건조한 상태로 확보한 후에 feeding을 start하여 목표 높이까지 채운 뒤 출구를 open하여 연속적으로 운전하는 흐름이다.

그림 3-1 FBD의 Start Flow 모형



3.1.2 FBD 기본 Spec 및 운전 조건

FBD의 기본적인 Spec 및 현재 운전 조건은 다음과 같다.

표 3-1 FBD의 기본 사양 및 운전 조건

항목	단위	Spec 및 운전조건	비고
Baffle 높이	cm	210	하부 통로 gap 10cm
Air 풍량	Nm ³ /min	800	
Air 압력	KPA	8.0	
FBD 내부 ΔP	KPA	500	DP 유동층 ΔP
DP유동층 높이	cm	100	유동화 직전 높이
공탑 속도	m/s	0.3	

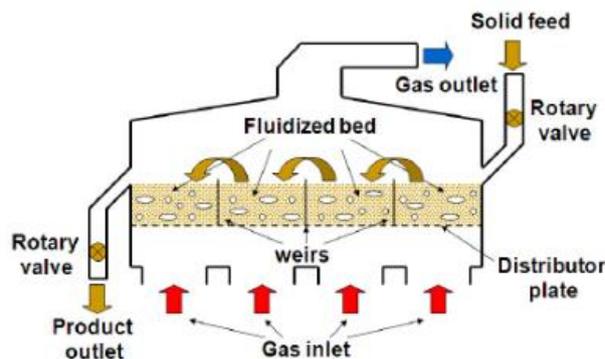
3.1.3 FBD 운전 현황

일반 범용 Grade의 운전 기준으로 FBD는 start 이후 약 20일간의 가동 기간을 가지며 연속적으로 가동된다. FBD의 운전은 초기 start 조건이 매우 중요한데 초기에 feeding 상태에 따라 유동층의 형성 조건이 달라질 수 있기 때문이다. 즉 초기에 FBD 내부가 충분히 건조 상태가 되지 않는 상황에서 feeding이 시작되거나 중간에 높은 수분 함량의 wet powder가 유입될 경우, 입자들 간의 뭉침 및 scale 형성 등으로 인해 FBD 내부의 ΔP 가 증가하여 유동층 형성의 과부하를 줄 수 있고 이러한 입자 간에 뭉쳐진 block 들이 dead zone 형성에 영향을 주어 장기간 운전을 저해하는 요소로 작용한다.

초기에 유동층이 정상적으로 형성이 되고 적정 유동층 높이까지 채워진 이후에는 출구 쪽을 개방하여 제품을 배출하기 시작하며 단계적으로 wet powder의 feeding양을 증대하여 생산성을 높여간다. 이때 유의할 점은 유동층의 높이를 일정하게 유지하는 것이 중요한데 ΔP 가 증가할 경우 유동층의 높이가 상승함을 의미하며 이는 air의 공압속도가 입자의 종말속도를 초과하여 TDH를 벗어나게 됨으로써 입자가 상부로 배출되는 양이 더욱 증가하여 loss의 증가를 초래한다.

일단 유동층이 안정되면 분체들은 아래의 그림에서와 같이 Baffle의 위로 넘어가거나 Baffle 아래의 통로로 지나감으로써 Baffle로 만들어진 compartments를 입구에서부터 차례로 통과한다. 최대한의 mixing을 위해서는 각 compartment에서 상하좌우 유동이 균일하게 형성되어 Baffle 상부로 넘어가는 비율이 높을수록 보다 오래 체류할 수 있는 것을 의미하며 때문에 Baffle의 높이와 유동층 사이 최적의 높이 및 적정한 compartments 개수와 크기를 결정하는 것이 매우 중요하다.

그림 3-2 FBD의 각 Compartment 간 분체의 이동



3.1.4 시뮬레이션 프로그램

FBD 내부의 Fluidization에 대한 입자 및 유체의 거동을 예측하기 위해 본 연구는 Computational Particle-Fluid Dynamics를 이용하였다. CPFD는 MP-PIC (multiphase particle in cell) 모델을 기반으로 하여 개발된 기체-고체 유동층에 특화된 구조해석 도구이며 본 연구에서는 대표적인 상용 프로그램인 Barracuda를 이용하였다. MP-PIC 모델은 기체 흐름에 대해서는 Eulerian방식, 입자 흐름에 대해서는 Lagrangian 방식을 적용하여 두 흐름의 해석을 결합시키는 Eulerian-Lagrangian 방식을 채택하고 있다. 또한 computational particle이라는 개념을 적용하여 입자분포함수(particle distribution function)를 이용하여 입자의 움직임을 추적함으로써 계산 시간이 빠른 장점이 있다.

3.1.5 시뮬레이션 방법

3.1.5.1 유동화 조건 설정

시뮬레이션 기본 운전조건 setting을 위하여 입자의 유동화에 필요한 변수를 theory에 따라 산출하였다.

우선 유동화 시점에서의 공극율을 계산하면

$$\begin{aligned} \epsilon_{mf} &= 0.586\psi^{-0.72} \left(\frac{\mu^2}{\rho_g \eta d_p^3} \right)^{0.029} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0.021} \\ &= 0.586 * (0.73)^{-0.72} * \left(\frac{0.00018^2}{0.001 * 489 * 0.02^3} \right)^{0.029} * \left(\frac{0.001}{0.5} \right)^{0.021} = 0.56 \end{aligned}$$

다음으로 유동층이 생성되기 위한 최소유동화 속도를 구하면

$$\begin{aligned} U_{mf} &= \frac{(\rho_p - \rho_f)g}{150\mu} \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)} \psi_s^2 D_p^2 \\ &= \frac{(0.5-0.001)*980}{150*0.00018} * \frac{0.56^3}{(1-0.56)} * 0.73^2 * 0.02^2 \\ &= 1.5 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

입자의 종말속도를 구함으로써 Air 유량의 범위를 가늠해 볼 수 있으며 아울러 TDH를 구하여 FBD 상부의 배출구의 최소 높이를 산출하였다.

$$u_t = \frac{gD_p^2(\rho_p - \rho_f)}{18\mu} = \frac{980 \cdot 0.02^2(0.5 - 0.001)}{18 \cdot 0.00018} =$$

$$= 60.4 \text{ cm/s}$$

(입자가 상부로 배출되는 최소속도)

따라서 FBD 내부의 입자의 속도의 범위는

$$1.5 < u_0 < 60.4$$

이를 필요한 Air의 유량으로 환산 시

$$0.6 \text{ kg/s} < Q_0 < 26 \text{ kg/s}$$

따라서 실험 조건에서 현장의 Air 송풍기 Capability를 고려하여 Air의 유량(q)을 5 kg/s 로 setting 시

$$u_0 = \frac{\text{Air 유량}}{\text{Bed 단면적} \cdot \text{Air 밀도}} = \frac{5,000}{420 \cdot 1020 \cdot 0.001} = 12 \text{ cm/s}$$

다음으로 유동층 내에서의 버블의 크기 및 속도를 구함으로써 유동층의 높이를 예상할 수 있다. 최초 버블의 크기는

$$D_{bo} = 0.00376(U_0 - U_{mf})^2 = 0.00376 \cdot (12 - 1.5) = 0.04 \text{ cm}$$

실험 조건에서 처음 feeding 후 FBD에 충전 되는 높이(h)를 150 cm로 설정했을 시 보통 유동층의 높이는 50% 증가한다. 따라서 예상되는 최대 유동층 높이는 225cm 이다. 이 때 상승하는 버블의 최대 크기는

$$D_{bm} = 0.609(1 + 0.272 \cdot (U_0 - U_{mf})^{\frac{1}{3}}(1 + 0.0684h)^{1.21})$$

$$= 0.609(1 + 0.272 \cdot (12 - 1.5)^{\frac{1}{3}}(1 + 0.0684 \cdot 225)^{1.21})$$

$$= 28 \text{ cm}$$

버블의 크기가 FBD의 길이(1020cm) 보다 작기 때문에 slugging 및

진동이 발생할 가능성은 적다.

중간 높이인 188cm 부근에서의 버블의 크기를 평균이라고 했을 때 FBD 높이 H에서의 버블의 평균 크기는

$$\begin{aligned} D_b &= D_{bm} - (D_{bm} - D_{b0})e^{-0.3H/D_t} \\ &= 28 - (28 - 0.04)e^{-0.3 \cdot 188/370} \\ &= 4\text{cm} \end{aligned}$$

버블의 크기로부터 버블의 속도를 구하면

$$\begin{aligned} U_b &= 0.711g^{1/2}D_b^{1/2} \\ &= 0.711 \cdot 980^{1/2} \cdot 4^{1/2} \\ &= 45 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

유체 Gas의 material balance에 따라 버블의 분율은 다음과 같다.

$$\delta = \frac{(u_o - u_{mf})}{[u_b - u_{mf}(1 + \alpha)]} = \frac{(12 - 1.5)}{[45 - 1.5(1 + 0.4)]} = 0.24$$

따라서 유동층의 높이는

$$\begin{aligned} H &= \frac{W}{A \cdot (1 - \delta) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_p} = \frac{W}{420 \cdot 1020 \cdot (1 - 0.24) \cdot (1 - 0.56) \cdot 0.5} \\ &= 197 \text{ cm} \end{aligned}$$

앞서 가정한 최대 높이 225cm보다 작으므로 위의 계산값은 적절하다. 따라서 Baffle 위로 분체가 이동하기 위해서는 Baffle 높이는 최소 197cm 이하여야 한다. 그러나 실제 설치된 Baffle 높이는 210cm 이므로 Baffle 또는 분체의 높이 조정이 필요하다.

$$\begin{aligned} \text{TDH} &= 18.2d_b \\ &= 18.2 \cdot 4 = 73\text{cm} \end{aligned}$$

따라서 FBD 상부의 gas 출구 위치는 최소 H+TDH=270cm 이상이

되어야 하며 현재 설계 기준 330cm 이므로 위 조건에 부합한다. 위와 같은 방법으로 체류시간 검증에 위한 조건별 유동화 속도 및 버블의 크기를 각각 계산하여 표로 정리하였다. 입자의 크기 및 FBD 충전층(FBD 내부의 입자 총무게)에 따라 유동층의 높이가 결정됨을 알 수 있으며 이에 맞게 Air의 유량을 결정해야 함을 알 수 있다.

적합도 판단 기준은 유동층의 높이(H)가 Baffle의 높이(210cm)보다 높아야 출구 쪽으로의 원활한 이동이 가능하며 H+TDH는 FBD의 높이(330cm)보다 낮을수록 powder의 loss가 줄어들 수 있다.

물론 경제적인 이유로 FBD를 높이기 어려울 경우 상부의 출구에서의 수직 단관을 설치함으로써 출구의 높이를 보완할 수 있다. 이를 고려할 때 입자의 크기 또는 제품의 종류에 따라 현장의 설비 Spec을 고려하여 Air의 유량 및 충전층(h)의 범위를 조정하는 것이 필요하다.

표 3-2 공정변수의 유동화 조건에 대한 적합도

공정변수			유동화인자							결과				
d_p	h	q	ϵ_{mf}	U_{mf}	u_t	u_0	D_{bo}	D_b	U_b	δ	H	TDH	H+TDH	적합도
(cm)	(cm)	($\frac{cm^3}{s}$)		(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(cm)	(cm)	(cm/s)		(cm)	(cm)	TDH	도
200	150	5	0.56	1.5	60.4	12	0.04	4	45	0.24	197	73	270	X
200	100	10	0.56	1.5	60.4	24	1.9	3.8	43	0.55	222	69	291	O
200	150	10	0.56	1.5	60.4	24	1.9	6.5	57	0.41	254	118	372	O
200	100	5	0.56	1.5	60.4	12	0.04	1.8	30	0.38	161	33	194	X
100	150	5	0.6	0.5	15.1	12	0.5	4.5	47	0.25	200	82	282	X
100	100	10	0.6	0.5	15.1	24	2.1	4.0	45	0.53	213	73	286	O
100	150	10	0.6	0.5	15.1	24	2.1	6.8	58	0.41	254	124	378	O
100	100	5	0.6	0.5	15.1	12	0.5	2.2	33	0.36	156	40	206	X

3.1.5.2 시뮬레이션 기본 환경 설정 및 FBD modeling

시뮬레이션의 기본 환경으로 입자의 이동 방식을 결정하는 Drag 모델과 DP와 Air의 기본적인 물리적 특성 그리고 시뮬레이션의 가동시간과 interval을 설정하였다. 가동시간 400s는 실제 FBD의 평균 체류시간을 시뮬레이션 크기에 맞게 약 1/25 scale로 조정한 것이다.

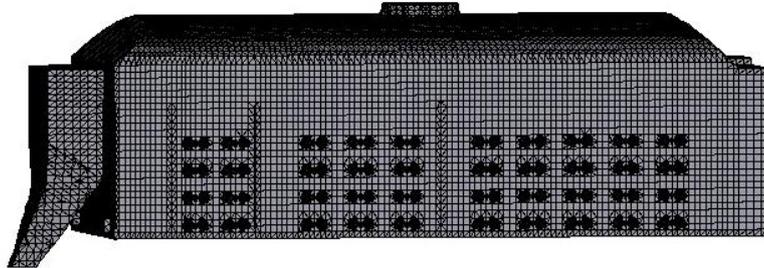
표 3-3 Drag Model name and parameters in simulation

Model and Parameters	Value
Drag model	EMMS Yang 2004
Normal to wall momentum retention	0.85
Diffuse bounce	5
Maximum momentum redirection collision ^①	40%
Particle Normal Stress Parameter	$P_S=1, B=3, E_{PS} = 10^{-8}$
Close pack volume fraction	0.55
Sphericity (ϕ)	0.73
Bulk density	0.5 g/cm ³
Temperature of particle	323K
Pressure	101325Pa
Fluidizing gas	Air
Temperature of gas	373K
Density of gas	0.001 g/cm ³
Viscosity of gas	0.00018 g·s/cm ²
Averaging method for fluid mixture	Mass average
Simulation time(interval & length)	0.03s & 400s

^① 입자들이 뭉쳐있는 곳으로 입자가 충돌한 이후에 반사각 및 텐서가 최대로 변할 수 있는 비율

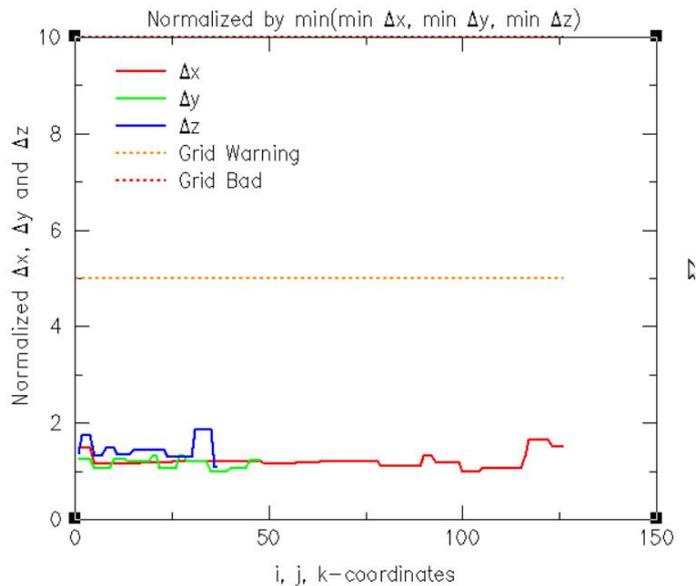
아래 그림은 FBD 및 내부 Baffle과 Compartments가 적용된 모델이다.

그림 3-3 View transparent model in FBD



Baffle의 기본 구조는 사각 plate이며 위치는 perforated plate에서 10cm 위에 있다. Air를 효율적으로 분산 시켜주는 perforated plate가 3cm의 간격으로 약 2만개가 구성되어 있으며 분사 각도는 출구 방향으로 30도이다. 모형의 정확도는 격자의 수가 증가할수록 높아지며 반면에 프로그램 구동 시간이 증가되는 단점이 있다. 이를 고려하여 167000개의 격자를 구성하였으며 격자간 편차의 값이 규격 내에서 일정한 값을 보이므로 시뮬레이션 에러의 가능성은 낮다.

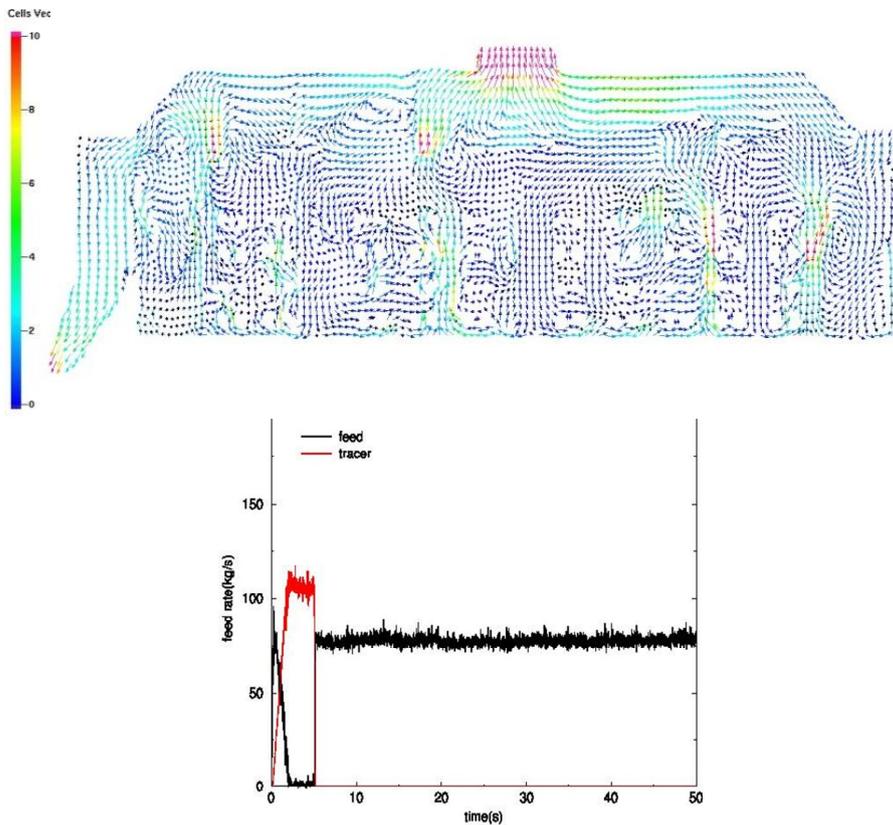
그림 3-4 격자(Grid) 정확도 점검 결과



3.1.5.3 Tracer의 경계조건 설정

체류 시간을 측정하기 위한 방법으로 Pulse 방식의 추적자(tracer)를 시뮬레이션 프로그램에 반영을 하였다. 추적자는 DP와 동일한 특성을 가지며 DP와 별도의 반응을 하지 않는 독립적인 비반응 제품이다. 추적자는 제품과 마찬가지로 상부로 일부 vent되며 나머지는 출구로 모두 배출되는 flow이다.

그림 3-5 Tracer의 FBD내 Flow 방향 및 시간에 따른 Tracer의 투입량



연속 feeding(75kg/s)되고 있는 제품의 투입구에 초기 5s동안 250kg의 추적자를 투입하였으며 출구에서 시간에 따라 추적자의 질량분율 Data를 확보하였다.

3.1.5.4 FBD의 경계 조건

FBD의 실제 크기와 동일한 Scale로 모델링을 하였으며 초기 조건은 다음과 같다.

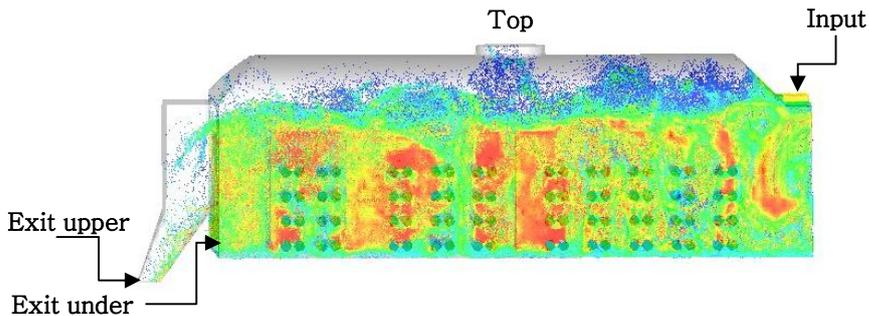
- 입구 조건 : 제품(DP) feeding 75kg/s ,
Tracer feeding - Pulse 투입, 250kg for 5s
- 출구 조건 : 출구의 양에 맞추어 입구의 양이 조정되어 일정한 높이의 유동층을 유지함.

$$\overbrace{\sum m_{Di} + \sum m_{Ti}}^{\text{Input}} = \overbrace{\sum m_{Do} + \sum m_{To}}^{\text{Output at tail}} + \overbrace{\sum m_{Do} + \sum m_{To}}^{\text{Output at top}}$$

따라서 출구의 추적자 질량은 다음과 같이 구할 수 있다.

$$\overbrace{\sum m_{Do} + \sum m_{To}}^{\text{Output at tail}} = \overbrace{\sum m_{Di} + \sum m_{Ti}}^{\text{Input}} - \overbrace{(\sum m_{Do} + \sum m_{To})}^{\text{Output at top}}$$

그림 3-6 FBD의 boundary condition



3.1.5.5 시뮬레이션 계획

Baffle 높이 및 Compartment 개수에 따른 체류시간 및 체류시간 분포의 변화를 분석하기 위해 다음과 같은 조건으로 시뮬레이션을 실행하였다.

표 3-4 Baffle 높이 및 Compartments 개수에 따른 실험 계획

고정변수	value
Air 공탐속도	0.3 m/s
Air 풍량	10 kg/s
제품 투입량 속도(\dot{m})	75 kg/s

순서	Baffle 높이 (mm)	Compartment 개수	입자크기 (d_p , cm)	충진층 높이 (h, cm)	비고
1	1800	4	0.02	150	
2	2100	4	0.02	150	
3	2300	4	0.02	150	
4	2100	3	0.02	150	현설계 기준 조건
5	2100	2	0.02	150	

동일한 입자 크기 및 충진층 높이 조건에서 Air 유체와 제품을 일정하게 투입함으로써 변수를 최소화하였다.

실험 1~3번은 Baffle 높이를 3가지로 나누어 RTD 차이를 확인하기 위함이며 실험 2, 4~5번은 Compartment 개수에 따른 RTD의 차이를 검증하기 위함이다. 출구에서의 추적자의 농도 $C(t)$ 는 다음과 같다.

$$C(t) = \frac{\text{출구에서의 추적자의 양 (kg/s)}}{\text{출구에서의 추적자 및 제품의 양 (kg/s)}}$$

단, 제품 배출구 외의 상부 Top에서의 추적자 배출량은 소량이고 체류시간이 매우 짧기 때문에 체류시간 집계에서 제외하였으며 FBD 바닥의 잔량 또한 소량이고 잔량을 모두 배출시킬 경우 체류시간이 너무 길어지기 때문에 제외하였다. 이를 고려하여 전체적인 시뮬레이션 가동시간은 400초 이내로 제한하였다.

3.2 시뮬레이션 결과

3.2.1 체류시간 측정 결과

각 실험 조건 별로 FBD 투입구에서 추적자(Tracer)를 5초간 250kg을 투입한 후 일정한 시간 간격으로 배출구에서의 추적자 농도 $C(t)$ 를 측정하였다. 추적자는 최초 투입 후 40초가 지난 이후 출구에서 나타났으며 전반적으로 Baffle의 높이가 낮고 Compartment수가 적은 쪽에서 가장 빨리 나타났다.

표 3-5 추적자의 시간에 따른 농도분율(단위,%)

실험 순서	최초 Tracer 출현 시간	t (s)										
		40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140
No.1 C(t)	41.2s	0	0.01	0.1	0.11	0.25	0.41	0.52	0.71	0.92	1.03	1.24
		1.44	1.59	1.53	1.61	1.68	1.52	1.5	1.42	1.38	1.37	1.34
		1.1	0.98	0.87	0.82	0.64	0.62	0.6	0.5	0.44	0.41	0.34
No.2 C(t)	41.2s	0	0	0.01	0.03	0.1	0.25	0.41	0.66	0.79	0.88	1.23
		1.41	1.38	1.54	1.63	1.62	1.69	1.72	1.68	1.62	1.45	1.1
		1.02	0.95	0.78	0.65	0.60	0.61	0.5	0.44	0.42	0.38	0.35
No.3 C(t)	42.6s	0	0	0	0.04	0.09	0.2	0.3	0.45	0.63	0.77	1.03
		1.14	1.17	1.27	1.44	1.51	1.46	1.62	1.74	1.79	1.78	1.68
		1.65	1.56	1.26	1.13	0.98	0.85	0.65	0.4	0.38	0.29	0.25
No.4 C(t)	47.3s	0	0	0.01	0.04	0.1	0.31	0.51	0.66	0.91	0.98	1.1
		1.3	1.41	1.41	1.54	1.59	1.52	1.50	1.46	1.42	1.36	1.22
		1.11	1.0	0.87	0.87	0.77	0.73	0.71	0.5	0.37	0.29	0.27
No.5 C(t)	40.9s	0	0	0.02	0.08	0.13	0.27	0.52	0.88	1.33	1.35	1.36
		1.42	1.59	1.62	1.57	1.62	1.7	1.54	1.47	1.32	1.2	1.1
		1.05	1.02	1.0	0.99	0.66	0.62	0.6	0.57	0.43	0.38	0.31

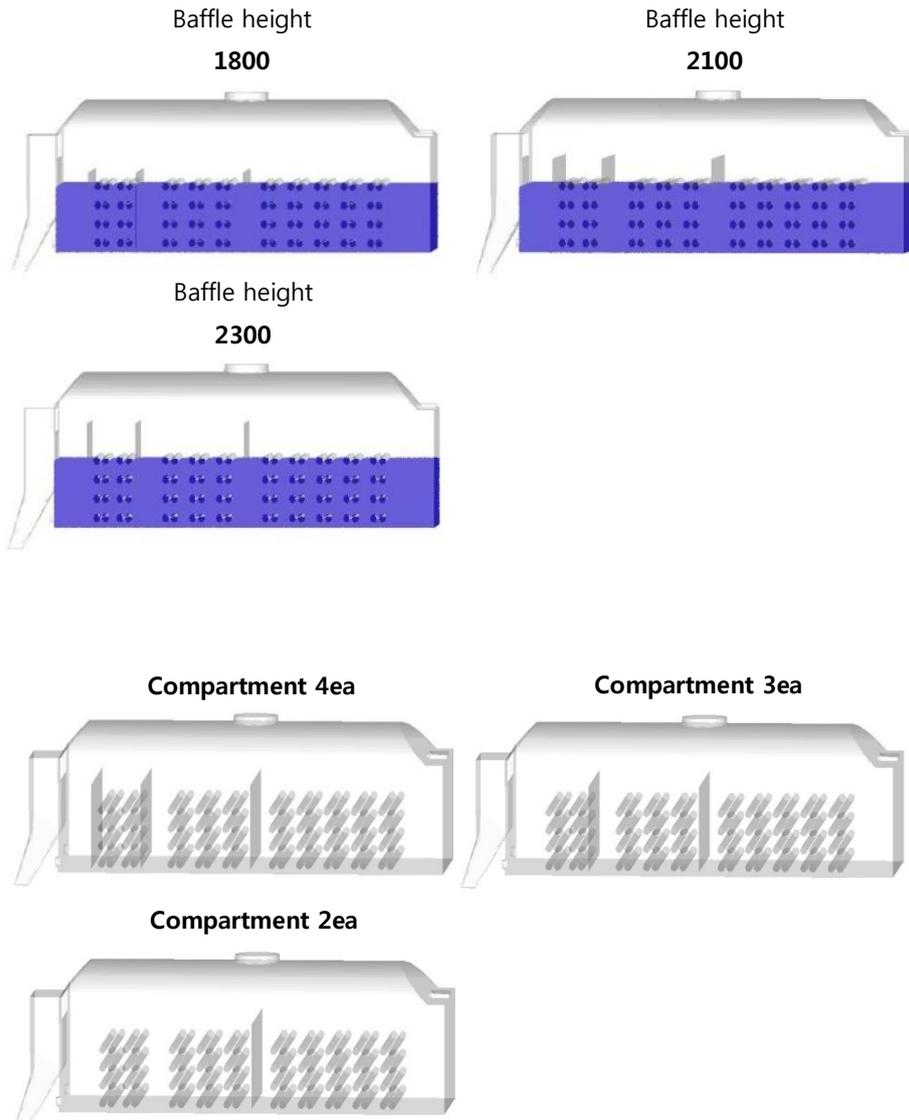
☞ 시뮬레이션 Data 산출 조건

- 시행 횟수 : 2회
- 측정 간격 : 10s
- 산출기준 : 각 조건별 평균값

3.2.2 체류시간 분석

Baffle의 높이 및 Compartments 개수에 따른 각각의 기본 모형은 다음과 같다.

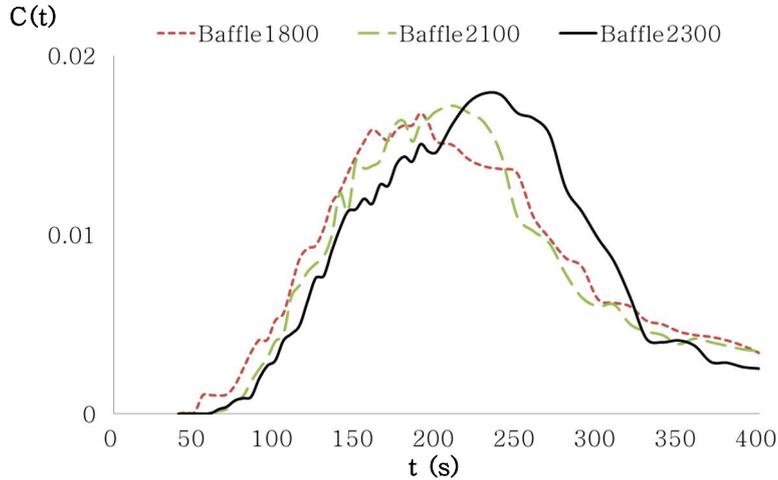
그림 3-7 Baffle높이 및 Compartment개수에 따른 건조기 모형



3.2.2.1 Baffle 높이에 따른 체류시간 변화

출구에서의 추적자의 농도 $C(t)$ 에 대한 그래프는 다음과 같다.

그림 3-8 시간(t)에 따른 추적자 농도 $C(t)$



초기에는 Baffle 높이가 낮을수록 추적자가 먼저 나타났으며 전반적인 농도 기울기는 Baffle의 높이와 상관없이 유사한 형태를 보였다. 그리고 최고 농도의 발현 시점은 Baffle의 높이가 높을수록 그래프의 우측 지점에서 나타났으며 이는 곧 체류시간이 길어진다는 것을 어느 정도 예측할 수 있다.

정확한 체류시간 비교를 위해 체류시간을 RTD함수로부터 산출하였다.

$$RTD = E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad \text{에서}$$

$\int_0^{\infty} C(t)dt$ 는 구분구적법으로 계산할 경우

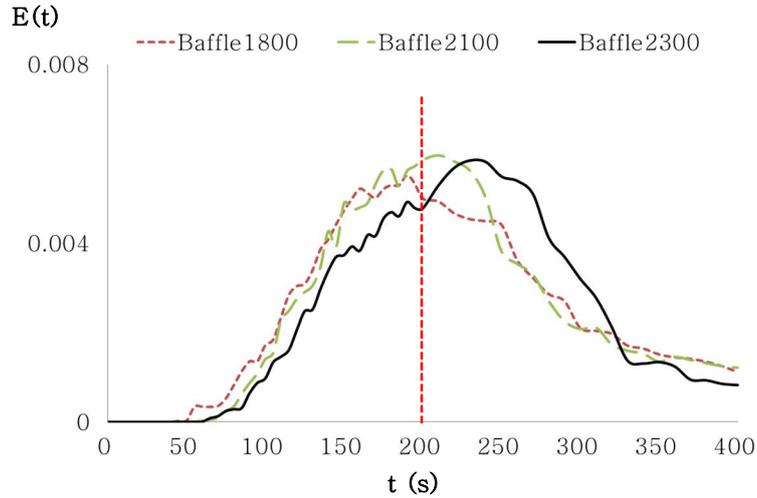
$$\textcircled{1} \text{번 } \int_0^{\infty} C(t)dt = 3.04$$

$$\textcircled{2} \text{번 } \int_0^{\infty} C(t)dt = 2.89$$

$$\textcircled{3} \text{번 } \int_0^{\infty} C(t)dt = 3.06 \quad \text{이므로}$$

$E(t)$ 를 t 에 따라 도식화하면 다음과 같다.

그림 3-9 시간(t)에 따른 배출구에서의 추적자의 RTD Curve

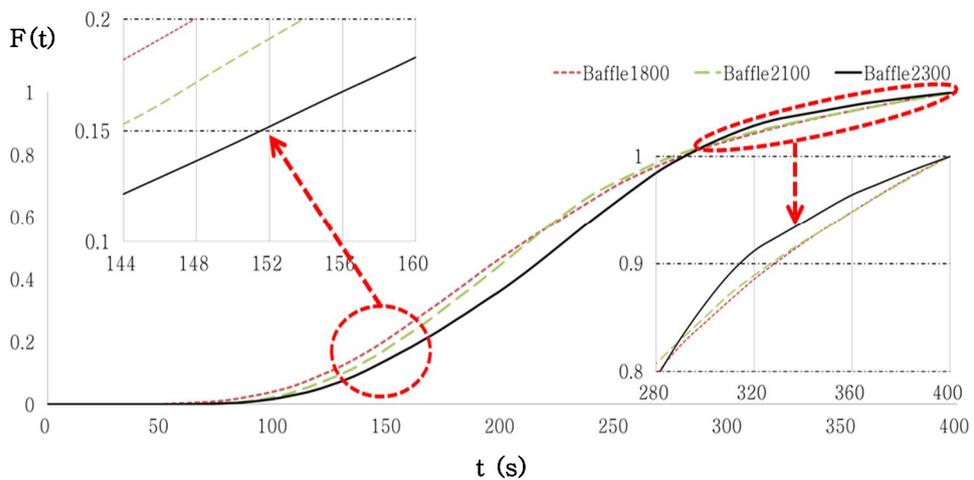


$E(t)$ 를 통해 200초 지점에서 Baffle의 높이가 2100 및 2300인 경우에 좌측보다 우측의 면적의 비율이 Baffle1800에 비해 높음을 볼 때 출구 쪽에서의 남은 추적자의 농도가 상대적으로 많이 남아 있는 것이며 이는 곧 Baffle의 높이가 높을수록 체류시간이 길어져 추적자가 늦게 빠져 나간다는 것을 의미한다.

좀 더 구체적으로 확인하기 위해 E(t)를 누적함수로 표현하면,

$$\int_0^t E(t)dt = F(t)$$

그림 3-10 F-Curve



위의 F-Curve로부터 전체 배출 농도의 20%가 되는 시점은 Baffle1800, Baffle2100, Baffle 2300이 각각 148초, 154초, 165초로 Baffle의 높이가 낮을수록 추적자는 빨리 배출되는 것을 확인할 수 있다. 이를 통해 Baffle의 높이가 높을수록 초기에 배출되는 short pass의 비율은 낮아짐을 알 수 있다. 또한 전체 배출 농도의 80% 이후 되는 시점에서의 추적자의 배출 시점은 Baffle의 높이와 상관없이 280초 시점에서 나타났다. 이는 Baffle의 높이가 정체 영역의 비율을 줄이는 것에는 큰 영향이 없음을 알려준다.

C(t), E(t), F(t) 그래프로부터 Baffle의 높이 차로 구분한 조건 1번, 2번, 3번에서의 추적자 농도는 모두 비슷한 형상을 보였으며, 즉 short pass와 같은 우회 흐름 및 정체 영역을 동반하며 중간 부분에서 대부분의 추적자가 배출되는 전형적인 충전층 반응기 형태를 보였다.

그러나 peak의 시점의 차이가 존재하였으며 Baffle의 높이가 가장 큰 조건 3번이 short pass의 시점이 가장 늦게 나타난 것을 볼 때 각 조건 별로 상이한 RTD를 갖고 있다. RTD는 FBD 내에서 일어나는 혼합 형태를 설명해 주는 지표로서 Baffle의 높이가 증가할수록 입자의 Mixing이 활성화되어 FBD의 Volume을 더욱 효과적으로 활용할 수 있게 해주며 그 결과로 체류시간이 증대되고 short pass의 비율이 줄어든다.

이상적인 반응기라면 시뮬레이션상에서의 평균 체류시간은

$$\bar{t} = \frac{w}{\dot{m}} = \frac{\text{FBD 단면적} \times h \times \rho_p \times \varepsilon_{mf}}{\text{제품 feeding 속도}}$$

$$= \frac{402 \times 1020 \text{cm}^2 \times 150 \text{cm} \times 0.5 \text{g/cm}^3 \times 0.56}{75,000 \text{g/s}}$$

충진층 높이(h) = 150cm 일 때 $\bar{t} = 230 \text{ s}$ 이며 이는 모든 입자가 동일한 속도를 갖고 있을 때 시뮬레이션 조건에서는 평균적으로 230초의 체류시간을 갖는다는 것을 의미한다.

하지만 실제로 모든 입자가 동일한 속도를 갖는 것은 아니므로 전체 체류시간은 추적자의 농도와 체류시간의 곱의 함수로 나타낼 수 있으며 다음과 같다.

$$\bar{t}_R = \int_0^{\infty} tE(t)dt$$

아울러 체류시간의 분산값¹²⁾은 다음과 같다.

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t}_R)^2 E(t) dt = \int_0^{\infty} t^2 E(t) dt - \bar{t}_R^2$$

각 조건에 대한 체류시간 및 RTD를 정리하면

표 3-6 Baffle 높이에 따른 평균체류시간 및 RTD

실험 Number	Baffle 높이 (h)	평균체류시간 (s)	분산 (σ^2)	표준편차 (σ)
①	1800 mm	219초	5950	77초
②	2100 mm	221초	5398	73초
③	2300 mm	230초	4689	68초

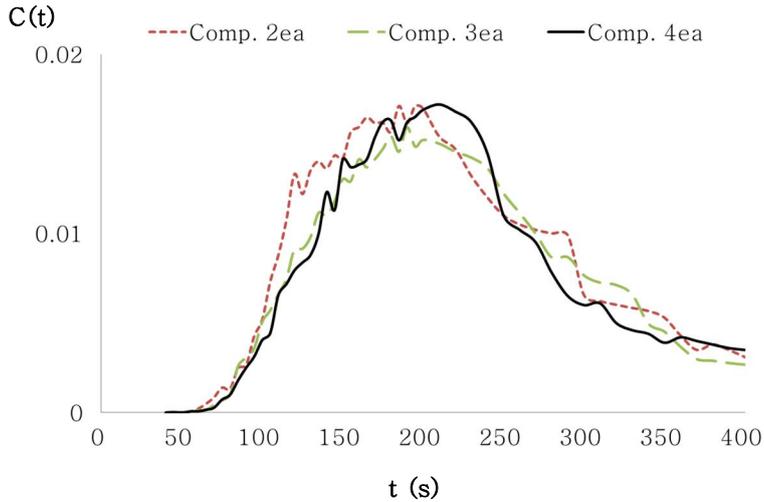
결과적으로 Baffle의 높이가 높을수록 체류시간이 증가하고 RTD의 폭이 줄어들었음을 볼 때 Short pass의 비율이 줄어들며 분체의 개별적인 체류시간의 편차 또한 줄어들었으므로 균일성이 좀 더 개선될 수 있음을 확인할 수 있다.

¹²⁾ CURL, R. L., and M. L. McMILLIN, "Accuracies in residence time measurements," *AIChE J.*, 12, 819-822 (1966).

3.2.2.2 Compartment 개수에 따른 체류시간 변화

출구에서의 추적자의 농도 $C(t)$ 에 대한 그래프는 다음과 같다.

그림 3-11 시간(t)에 따른 추적자 농도 $C(t)$



초기에는 compartments 개수가 낮을수록 추적자가 먼저 나타났으며 전반적인 농도 기울기는 유사한 형태를 보였다. 그리고 최고 농도의 발현 시점은 compartments 개수에 따라 큰 차이를 보이지는 않으며 이는 체류 시간의 영향이 Baffle 높이의 차이에 비해 작을 것으로 예상된다.

정확한 체류시간 비교를 위해 체류시간을 RTD 함수로부터 산출하였다.

$$RTD = E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad \text{에서}$$

$\int_0^{\infty} C(t)dt$ 는 구분구적법으로 계산할 경우

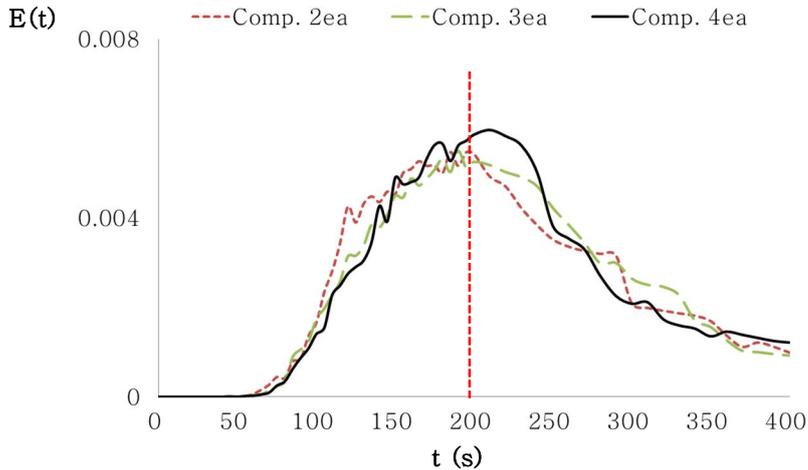
$$\text{Comp.2ea의 } \int_0^{\infty} C(t)dt = 3.13$$

$$\text{Comp.3ea의 } \int_0^{\infty} C(t)dt = 2.90$$

$$\text{Comp.4ea의 } \int_0^{\infty} C(t)dt = 2.89 \quad \text{이므로}$$

E(t)를 t에 따라 도식화하면 다음과 같다.

그림 3-12 시간(t)에 따른 배출구에서의 추적자의 RTD Curve

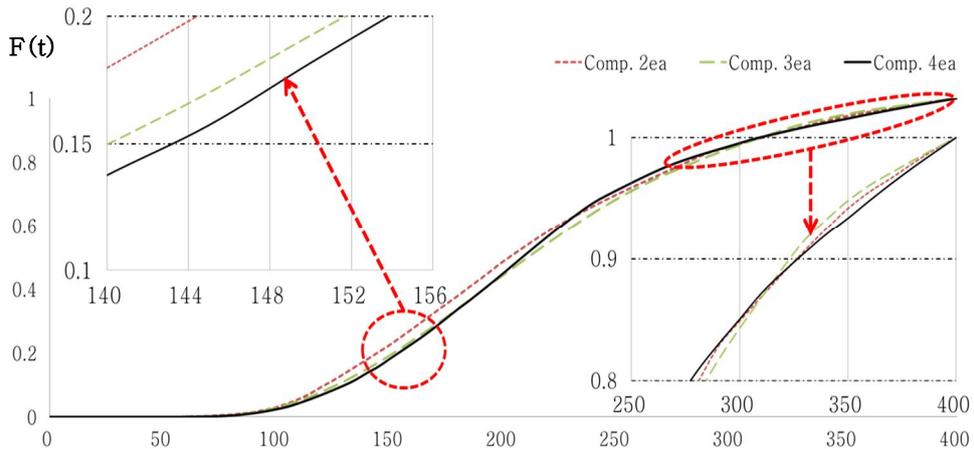


200초 지점을 기준으로 Comp.2ea에 비해 Comp.3ea 및 Comp.4ea의 우측 면적이 더 넓은 것을 볼 때 Compartments 개수가 증가할수록 체류시간이 좀 더 길어지며 다만 Comp.3ea와 4ea의 차이는 크지 않음을 확인할 수 있다. 그 이유는 Compartments의 위치와 내부 설비인 열교환기의 영향을 고려하여 유동분석을 통해 상세히 원인을 추정해보고자 한다.

추적자의 농도가 전체 배출 농도의 20%가 되는 시점은 Comp.2ea, Comp.3ea, Comp.4ea의 경우 각각 144초, 150초, 154초로 Compartment 개수가 적을수록 추적자는 빨리 배출되는 것을 확인할 수 있다. 이를 통해 Compartments 개수가 많을수록 초기에 배출되는

양이 증가하며, 즉 short pass의 비율은 낮아짐을 알 수 있다.
 반면에 전체 배출 농도의 80% 이후 되는 시점에서의 추적자의 배출시점이 모두 280초임을 볼 때 Compartments 개수가 정체 영역의 비율을 줄이는 것에는 큰 영향이 없음을 알려준다.

그림 3-13 F-Curve



각 조건에 대한 체류시간 및 RTD를 정리하면

표 3-7 Compartments 개수에 따른 평균체류시간 및 RTD

실험 Number	Compartments 수	평균체류시간(s)	분산(σ^2)	표준편차(σ)
⑤	2	217초	5848	77초
④	3	222초	5485	74초
②	4	221초	5398	73초

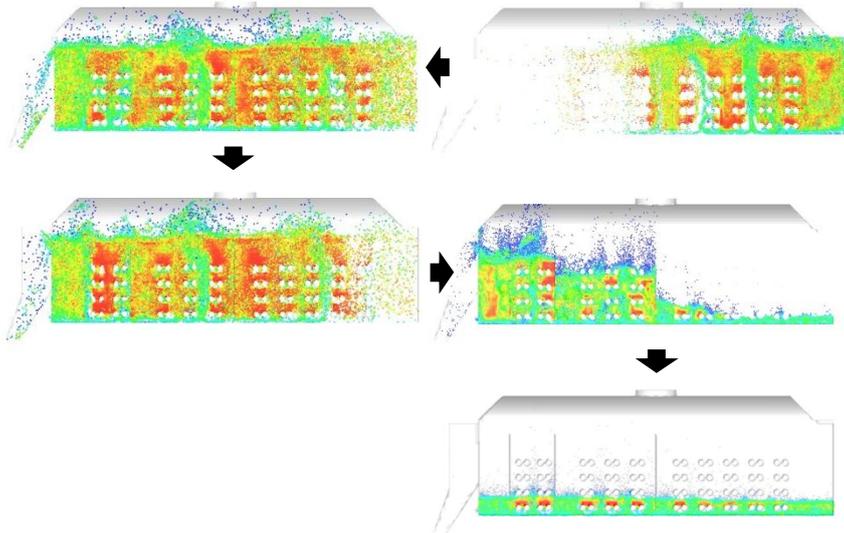
결과적으로 Compartment 개수가 증가할수록 체류시간이 약간 증가하고 Short pass의 비율이 줄어드는 효과는 있지만, 다만 Baffle의 높이 차에 의한 효과보다는 작다. 그리고 RTD가 줄어들었음을 볼 때 분체(DP)의 체류시간의 균일성이 높아졌음을 확인할 수 있다.

3.2.3 입자 유동 분석

3.2.3.1 추적자 이동 흐름의 특징

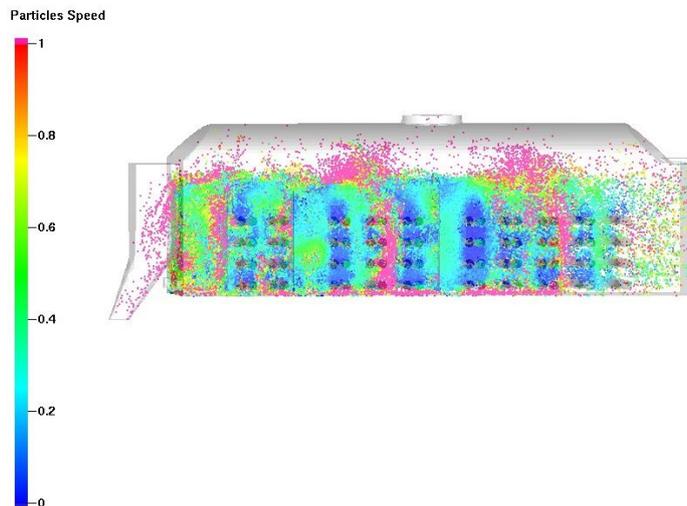
시간에 따른 추적자의 이동은 순차적으로 compartment를 채워나간 후 배출되는 plug flow와 유사하다.

그림 3-14 FBD에 투입된 추적자의 시간에 따른 flow for 400s



추적자는 Baffle의 상/하 이동 통로 및 Baffle면에서의 속도가 가장 빠르고 compartment의 중앙 부분이 가장 느린 속도변화를 보였다.

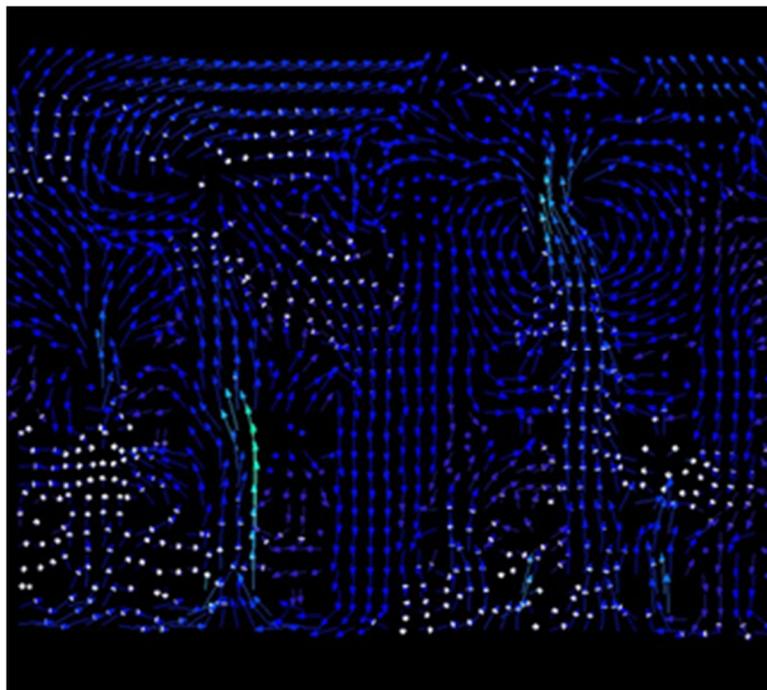
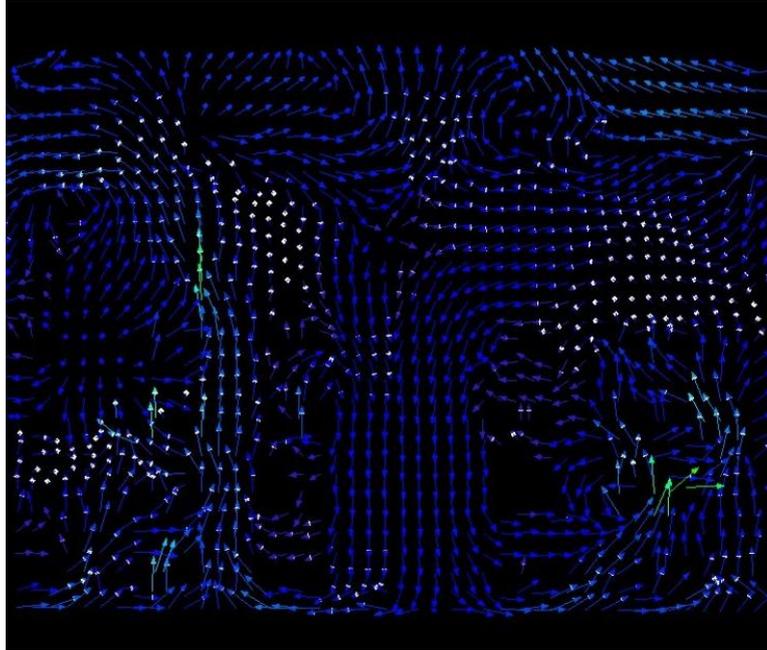
그림 3-15 FBD에 투입된 추적자의 속도 분율



3.2.3.2 Baffle 높이 차이에 따른 추적자 이동 흐름

vector로 비교 시 vector의 머리는 Air의 flow 방향이며 color는 속력의 차이로써 파란색이 가장 낮은 속력의 범위이다.

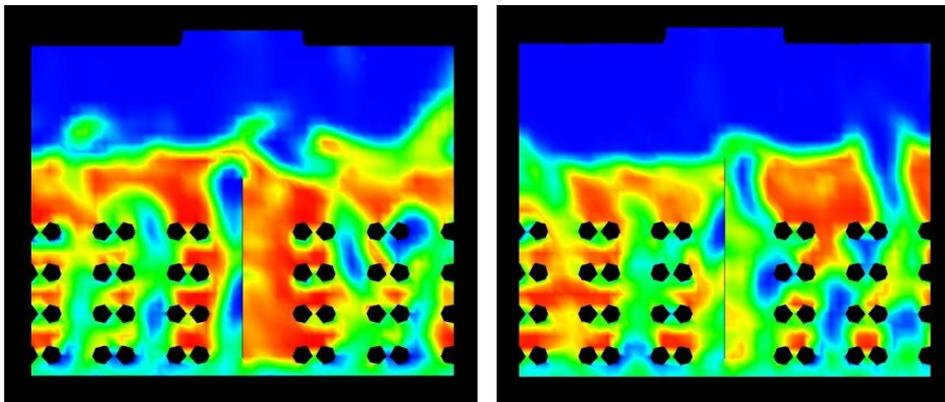
그림 3-16 Air vector flow (상 : Baffle 2100, 하 : Baffle 2300)



FBD를 X축 방향으로 자른 slice 단면도에서의 vector 그림(FBD의 측면)이며 두 그림에서의 가장 큰 차이점은 상/하 Mixing의 높이 차이이다. 가운데 세로축을 중심으로 Air의 흐름은 Baffle의 높이만큼 상/하 움직임 폭이 증가하는 flow를 보여주고 있다. 따라서 Baffle2300의 상/하 움직임의 폭이 상대적으로 더 크기 때문에 입자의 분산이 더 크게 확대될 수 있을 것이라 판단할 수 있다.

입자의 흐름은 유체에 의해 발생된 버블의 영향을 받는다. 유동층 내의 버블은 높이가 상승할수록 서로 충돌해서(coalescence) 더 큰 버블로 성장하여 안정된 모양을 형성하면서 최대의 버블로 성장을 한다. 이러한 버블들이 상승하면서 입자들은 유동화가 진행이 된다. 즉 버블이 상승을 하면 입자들은 벽면을 따라 하강을 하며 버블에 뒤이어서 입자가 상승하는 circle flow를 보인다. 따라서 FBD 가운데 설치된 Baffle이 wall의 역할을 하여 Baffle면을 따라 입자들은 circle flow를 보인다.

그림 3-17 추적자의 버블 크기 단면도 (좌 : Baffle 2100, 우 : Baffle 2300)



위의 그림은 FBD를 Y축 방향으로 자른 slice 단면으로 버블 및 입자의 volume fraction을 보여 주고 있다. 버블은 상승하면서 크기가 성장하며 크기가 커질수록 버블의 속도는 제곱근에 비례하여 증가한다.

$$U_{br} = 0.711g^{1/2}D_b^{1/2}$$

이 때 Baffle은 버블의 성장을 방해하며 버블의 크기를 분쇄시킴으로써 버블의 속도를 감소시키는 역할을 한다. 따라서 위의 그림에서처럼

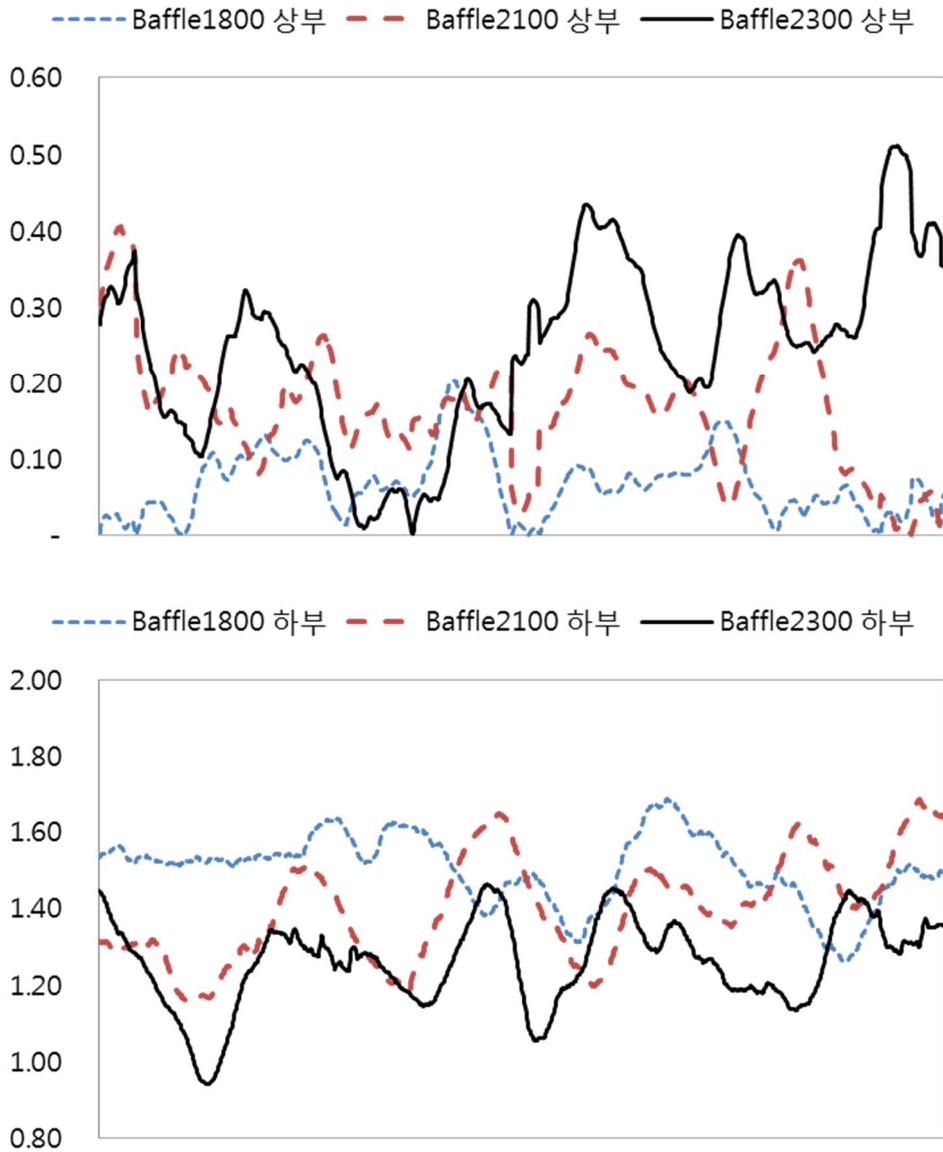
Baffle이 높을수록 버블의 크기는 상대적으로 작은 것을 확인할 수 있었으며 Baffle 높이가 증가할수록 입자의 Segregation 또한 가속화됨으로써 입자의 확산도가 증가하여 mixing 효과의 증대를 기대할 수 있다.

다음의 표 및 그림은 Baffle높이의 차이에 따른 Flux의 차이를 보여주는 것으로 Baffle이 높을수록 상부의 DP의 통과량(Flux)이 증가함을 알 수 있으며 이는 버블의 속도의 감소 및 크기가 감소됨에 따라 유동층 내의 분체의 밀도 및 Air의 상하부 압력차는 커지며 이로 인해 분체는 압력과 밀도가 낮은 상부 방향으로 확산하려는 경향이 있기 때문이다.

표 3-8 Baffle 높이에 따른 Baffle상부 Flux양(kg/s*m²)

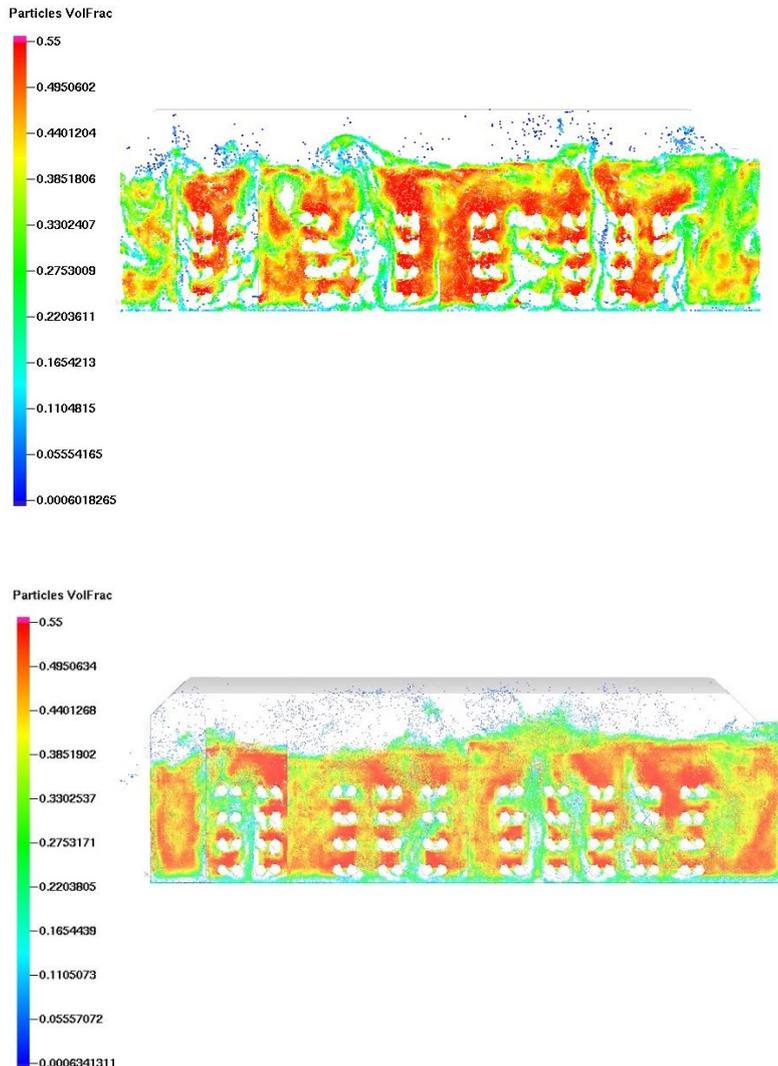
	Baffle 1800	Baffle 2100	Baffle 2300	gab
상부 Flux	0.07	0.17	0.25	0.18
하부 Flux	1.50	1.40	1.26	△0.24
상부/하부	0.04	0.12	0.20	0.08

그림 3-18 Baffle 높이에 따른 Baffle상부 및 하부 Flux양



또한 아래의 그림에서는 Baffle 높이의 차이가 있지만 유동층의 높이에는 특별한 차이가 없음을 보여주는 데 그 원인은 Baffle에 의해 버블이 분산됨으로 인해 증팽창율(공극율)이 변화할 수는 있지만 최소유동화 속도를 초과하는 Air 유체가 대부분 버블을 통해 상승하면 일정 유속에서 버블이 Baffle에 의해 분쇄되어도 유동층 내 전체 버블의 분율은 거의 변하지 않기 때문이다. 따라서 Baffle의 높이에 따른 버블 크기가 변화해도 유동층의 압력차와 분체 체류량 분포는 거의 차이가 없다고 말할 수 있다.

그림 3-19 FBD 정면에서의 입자 Volume fraction
(상 : Baffle 2100, 하 : Baffle 2300)



3.2.3.3 Compartments 개수에 따른 추적자 이동 흐름

Compartments 개수에 따른 유체의 흐름을 vector로 표현한 것은 다음과 같다. 맨 좌측은 출구방향이며 우측은 입구방향이며 입구에서의 변화는 3조건 모두 동일 하므로 편의상 삭제하였다.

그림 3-20a Air flow vector (compartment 2ea시)

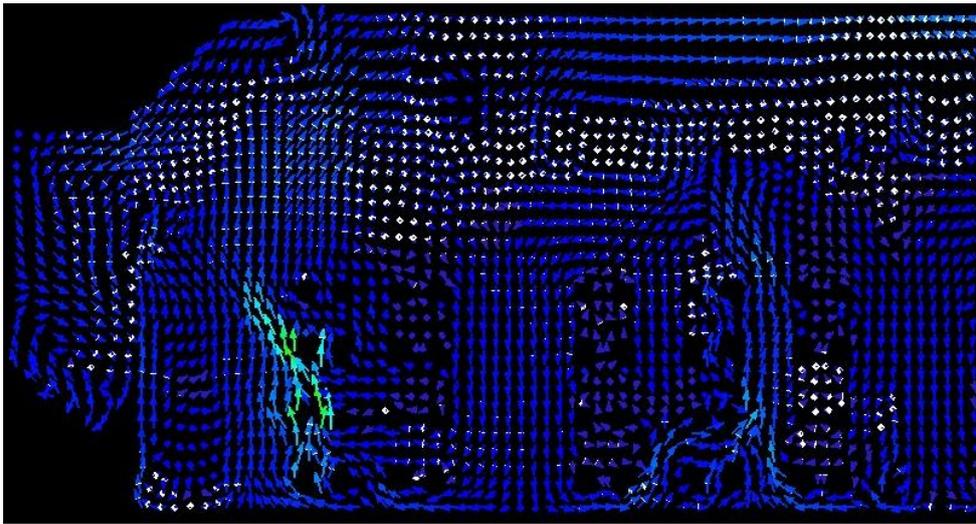


그림 3-20b Air flow vector (compartment 3ea시)

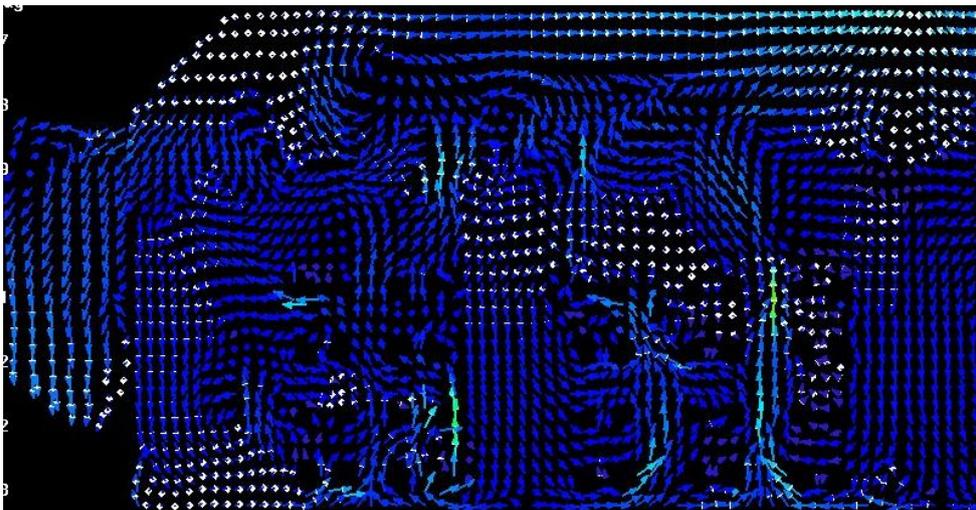
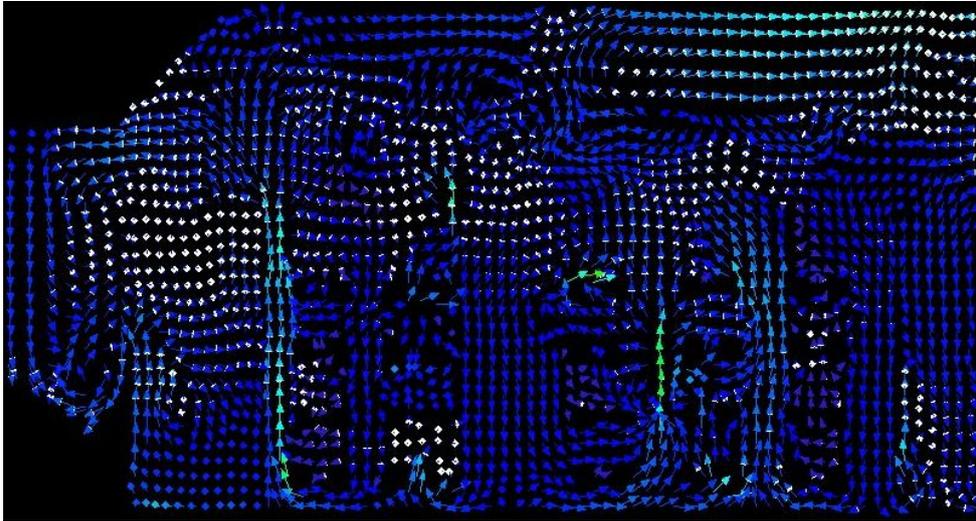


그림 3-20c Air flow vector (compartment 4ea시)



위의 그림으로부터 compartments 개수가 증가할수록 Air의 flow는 좀 더 난류흐름으로 변화하는 것을 확인할 수 있다. 난류의 흐름이 발달할수록 입자의 체류시간은 증가하므로 compartments 개수는 체류시간과 관계가 있음을 유체의 flow를 통해 시각적으로 확인할 수 있다.

그런데 compartment 2ea와 3ea 및 4ea의 흐름의 차이는 명확히 구별이 되지만 compartment 3ea와 4ea의 차이는 구별하기 힘들다.

그 이유에 대해서 다음의 각 입자의 체류시간분포 차이를 통해 확인할 수 있다.

아래의 그림은 Feeding 시작 후 200s 시점에서의 제품 및 추적자를 포함한 입자들 각각의 체류시간을 색깔로서 표현한 것이다. 파란색에서 붉은색으로 갈수록 체류시간이 긴 입자이다.

Compartment 2ea일 때의 체류시간분포와 3ea 및 4ea의 체류시간분포의 색깔차이가 분명히 나타나며 전자의 경우가 파란색의 분포가 상대적으로 많다. 이는 앞서 RTD 분석에서의 결과와 마찬가지로 compartment 2ea의 경우 3ea 및 4ea와 달리 층류 흐름이 강하기 때문에 입자들의 이동 속도가 빠르기 때문이다. 하지만 compartment 3ea 및 4ea의 차이가 분명하지 않은 이유는 출구 쪽 가까이에 있는 compartment는 난류 흐름에 큰 영향을 주지 않으며 마지막 출구 쪽의 열교환기 set가 이미 Baffle의 역할을 해주고 있기 때문이다.

따라서 compartment 개수에 따른 체류시간은 내부 구조물의 형태 및 공간의 형태에 따라 영향을 받으므로 compartment 설계 시 이러한 점을 고려해야 할 것이다.

그림 3-21a 입자의 체류시간 분포 (compartment 2ea시)

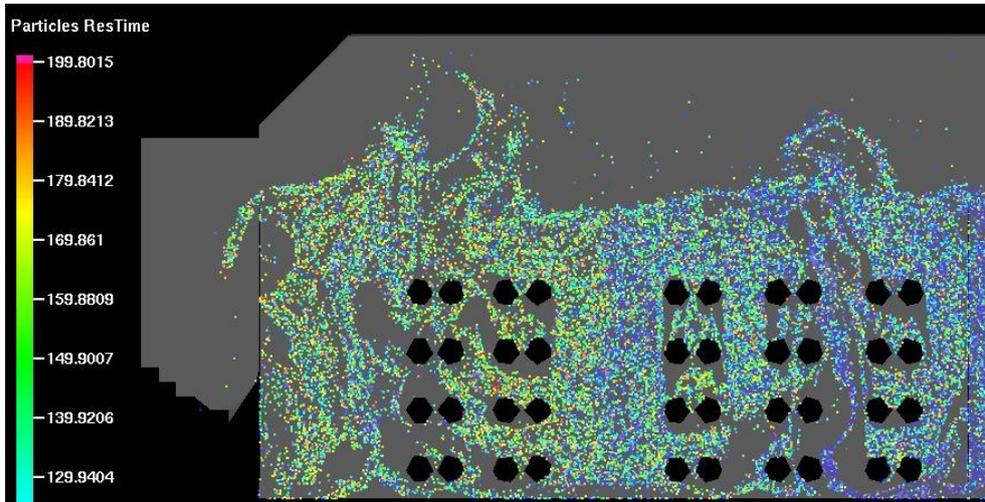


그림 3-21b 입자의 체류시간 분포 (compartment 3ea시)

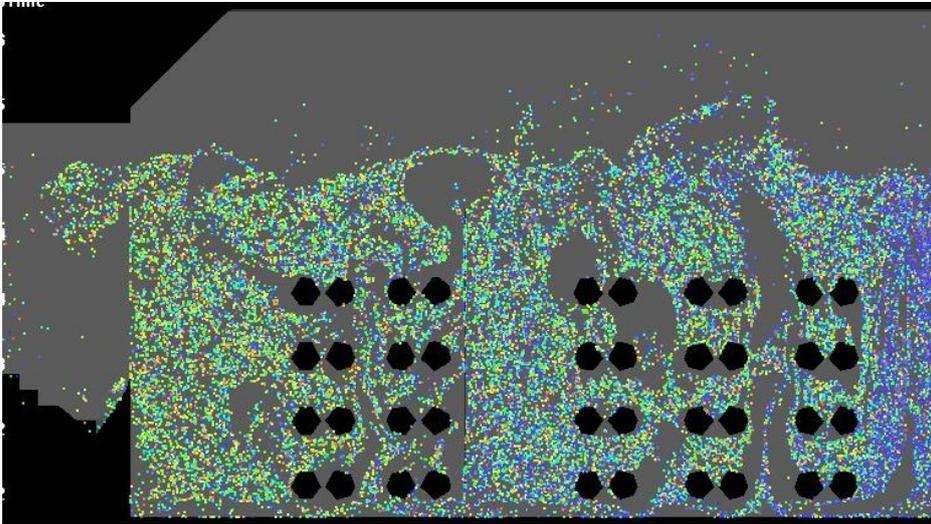
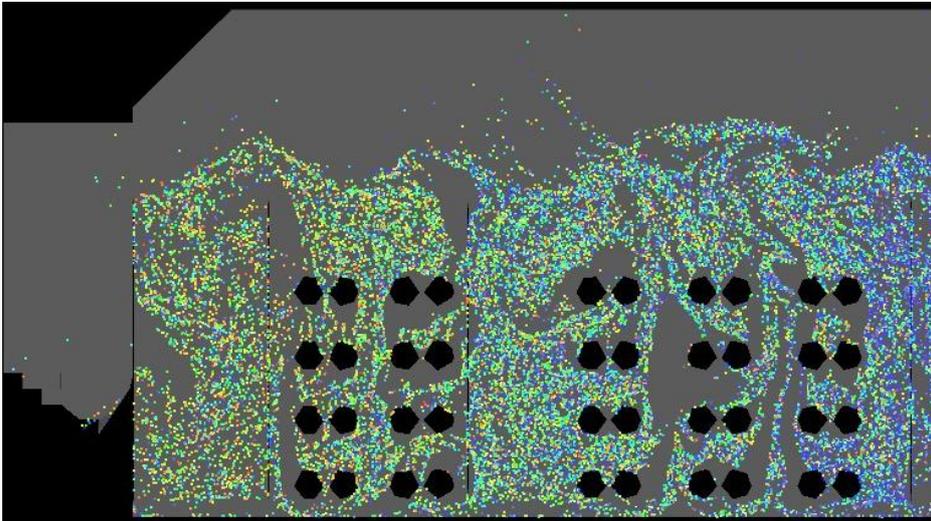


그림 3-21c 입자의 체류시간 분포 (compartment 4ea시)



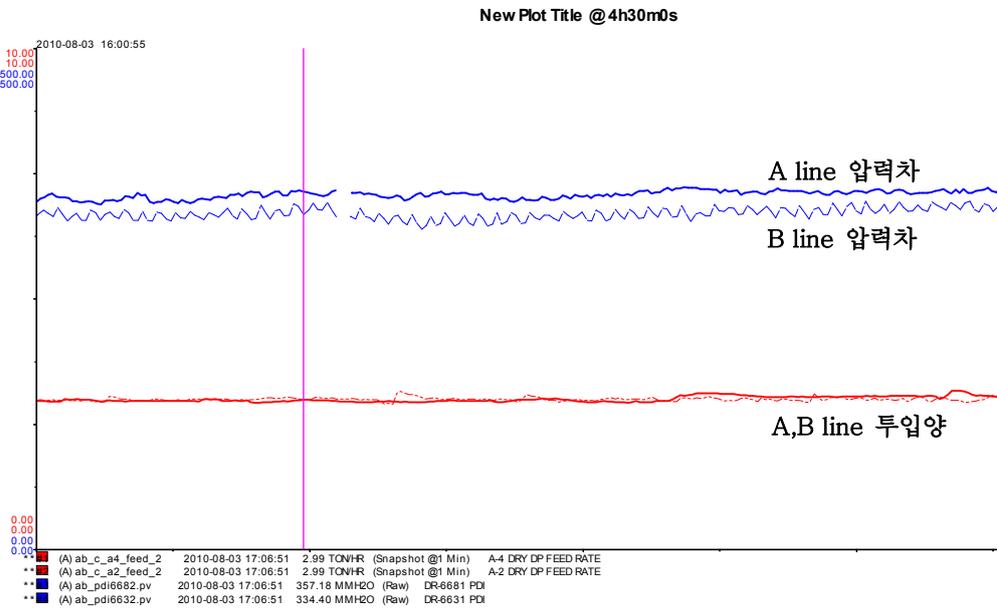
3.3 결과 검증

Baffle 높이 및 Compartments 개수에 따른 체류시간의 차이에 대한 시뮬레이션 결과에 대한 신뢰성을 확보하기 위해 실제 현장에서 가동되고 있는 설비의 Data를 바탕으로 검증을 하였다.

표 3-9 Baffle 및 Compartments 차이에 따른 건조기 유동층 압력차

항목	조건				결과	
	Baffle 높이	Compart ment 개수	투입양	건조기 크기	압력차 (mmH2O)	
시뮬레이션	180 ~ 230	2~4	동일	동일	차이 있음	
필드	Line A	150	2	3	동일	334
드	Line B	180	3	3	동일	357

그림 3-22 생산 Line별 건조기 내부의 유동층 압력차



Line A 및 Line B 는 동일한 DP 제품을 생산하는 유동층 건조기 Line으로 건조기 내부에서의 Baffle 높이 및 Compartments 개수의 차이가 있다. 동일한 Feeding 양을 투입하고 동일한 풍량으로 유동층을

형성하였을 경우 유동층의 압력 차이가 약 20~30mmH₂O 정도 존재함을 확인할 수 있었다. 동일한 유체의 풍량과 동일한 입도 크기를 가졌을 때 건조기 내의 유동층의 상하부 압력 차는 유동층의 높이가 증가할수록 증가하며 이를 통해 Baffle의 높이가 클 때 유동층의 높이가 높음을 알 수 있다. 따라서 유동층의 높이가 클수록 체류 공간이 증가되므로 체류 시간 또한 증가될 것임을 유추할 수 있다. Compartments의 개수 차이에 의한 효과 또한 위의 그래프를 통해 체류시간 증대에 일부 영향을 주고 있음을 간접적으로 확인할 수 있다.

4. 결론 및 요약

FBD 내부의 Baffle 높이 및 Compartments 개수에 따른 체류시간 및 RTD(체류시간분포)의 차이에 대해 CFPD를 이용하여 비교 분석하였다. 입자의 유동에 가장 큰 영향을 미치는 변수는 입자의 특성, 유체의 특성, 그리고 운전 조건에서의 FBD 내의 초기 충전층 높이와 유체의 유량이다. 입자의 특성은 입자의 크기 및 밀도에 따른 Geldart 분류에 따라 입자의 유동 특성을 파악할 수 있으며 이를 통해 Reynolds Number를 확인할 수 있다. ABS DP의 경우 분류에 따라 A 그룹에 속하며 유동화에 적합한 입자의 특성을 보인다. 유체는 Air를 사용하였으며 입자의 크기 및 구형도에 따라 유동층 형성에 필요한 최소 유동화 속도를 산출할 수 있으며 충전층의 높이에 따라 최대공탑속도의 범위를 구할 수 있다. 이를 통해 유체를 공급하는 Capability의 범위를 산출할 수 있으며 무엇보다 입자의 크기 즉 Grade에 따른 유체의 유량을 변화시킴으로써 안정적인 유동층을 유지할 수 있다.

이러한 기본적인 입자 특성 및 유동 조건을 구축한 후에 FBD의 내부 구조물인 Baffle의 구조를 변경함으로써 한정된 FBD의 Volume을 효율적으로 사용할 수 있는 것이 가능하였다. 즉, Baffle의 높이를 상향 조정함으로써 버블의 성장을 차단하고 버블의 속도가 낮아지기 때문에 가벼운 입자의 상향 방향으로의 vent 및 비산되는 양을 줄일 수 있게 되었다. 그리고 입자는 좀 더 밀도가 높은 Baffle면 및 Baffle로 나누어진 Compartment 방향으로 확산의 원리에 의해 이동됨으로써 전체적인 Mixing의 효과가 증가하였다. 이는 시뮬레이션 결과를 통해 Baffle 높이에 따른 Flux의 차이가 있음으로 증명할 수 있었다.

또한 Compartment 개수가 증가할수록 체류시간은 증대되며 RTD의 분산 값이 축소되는 효과가 있으나 내부 공간 및 구조물의 형태에 따라 유체 및 입자의 난류 및 층류 흐름이 영향을 받기 때문에 Compartments 고유의 효과를 얻기 위해서는 이러한 장애물에 대한 고려가 필요함을 확인하였다. 이러한 효과로 인해 체류시간은 221초에서 230초로 현재 수준 대비 4% 수준 증가하였으며 RTD 또한 74초에서 73초로 현재 수준 대비 2% 개선되었다. 이는 목표 5% 대비 다소 못 미치는 수준이나 방향성 측면에서는 Baffle 높이 및 Compartments의 효과를 확인할 수 있는 성과가 있었다. 그리고 RTD 분석을 통해 Short Pass의 비율이 축소되었음을 확인할 수 있었으며 이러한 결과를 바탕으로 향후 Baffle의 높이 및 Compartments 개수 확대 시 체류시간

증대에 따른 생산성 향상 및 잔류모노머 함량의 축소 등의 품질 개선과 Short Pass 비율 축소에 따른 건조 불량 품질 문제를 개선할 수 있을 것이다.

반면에 본 연구에서 부족하거나 추가 개선해야 할 사항으로는 첫째로 Baffle 높이 및 Compartments의 개수에 따른 정체 영역의 비율에 대한 영향은 크게 없는 것으로 나타났기 때문에 이에 대한 연구가 필요하며 둘째로 체류시간의 증대 효과는 있지만 체류시간이 증대할 경우 과잉 건조에 따른 부작용, 예를 들면 제품(DP)의 탄화변색의 문제가 발생할 수 있으므로 체류시간에 따른 제품의 수분함량의 변화를 시뮬레이션에 포함함으로써 그러한 부작용 등을 미리 예측할 수 있다.

끝으로 이러한 연구 결과를 바탕으로 FBD의 정비 작업시의 난이도를 고려한 Baffle의 높이 2300mm 및 Compartments 개수 4ea를 설비에 적용하여 현재와 동일한 체류시간 기준으로 제품의 feeding 양을 증대하는 test를 진행코자 하며 금번 연구를 계기로 시뮬레이션 방법을 통해 Baffle 및 Compartments 개수 외에 다양한 유동화 인자들인 Air의 분배기 배열, 내부 열교환기 배열 및 유동화 압력의 조건을 찾아내고자 한다.

참 고 문 헌

- [1] Nauman, E. B.(1981) “Residence time distributions and micro mixing,” Chem. Eng. Commun., 8, 53.
- [2] Villermaux, J.(1982), “Mixing in chemical reactors,” in Chemical Reaction Engineering—Plenary Lectures, ACS Symposium Series 226. Washington,D.C.: American Chemical Society.
- [3] Levenspiel, O.(1999), “measurement and analysis of residence–time distribution from Chemical Reaction Engineering” , 3rd ed. New York: Wiley, Chaps. 11–16
- [4] H. Scott Fogler(2000), “화학반응공학” (3rd ed.), 아진, 17–22
- [5] Ergun S.(1952) Fluid flow through packed columns, Chem. Eng.Prog., 48, pp. 89–94
- [6] Geldart,D.(1990) “Estimation of basic particle properties for use in fluid–particle process calculations” , Powder Technology,60.1.
- [7] Kunii,D. and Levenspiel,O.(1990) Fluidization Engineering ,2nd Edition, Wiley, Chichester.
- [8] Stokes,G.G.(1851) “On the effect of the internal friction of fluids on the motion of pendulums” ,Trans.Cam.Phil.Soc.,9,8.
- [9] Wen, C.Y. and Yu, Y.H.(1966) “ A generalized method for predicting minimum fluidization velocity” , A.I.Ch.E.J.,12,610
- [10]Werther,J.(1983)” Hydrodynamics and mass transfer between the bubbles and emulsion phases in fluidized beds of sand and cracking catalyst, in Fluidization,eds.D.Kunii and R.Toei, Engineering Foundation, New York,p.93.
- [11]D.kunii, O.Levenspie.(1969) Lateral Dispersion of Solid in Fluidized Bed Dryer Journal of chemical engineering of Japan,2(1), S 122–124
- [12]N. Li, F. Jiang, X.Y.Han, et al.(2016) Study on the particle distribution of a two–pass circulating fluidized bed evaporator

with baffle, Powder Technol. 47–58.

- [13] Darton,R.C., La Nauze,R.D.,Davidson.J.F. and Harrison,D.(1977)
“Bubble growth due to coalescence in fluidized beds” ,
Trans.inst.Chem.Engrs.,55,274.
- [14] Grace,J.R., Avidan A.A. and Knowlton T.M.(eds.) (1997)
Circulating Fluidized Beds,chapter by T.M.Knowlton, Blackie
Academic and Professional London.
- [15] Zenz,F.A. and Weil N.A.(1958) “ A theoretical–empirical
approach to the mechanism of particle entrainment from
fluidized beds” , AIChEJ,4,p.472.
- [16] Toomy R.D and Johnstone,H.F.(1952) “Gas fluidization of
solid particles” Chem.Eng.Prog.48, 220–226.
- [17] Overcashier RH.(1959) Some effects of baffles on a fluidized
system. AIChE J 5(1):54–60.
- [18] Li J, Kwauk M (1994) Particle–fluid two–phase flow: the
energy–minimization multi–scale method. Metallurgical
Industry Press, Beijing

Abstract

Analyzing RTD of Fluidized Beds Dryer for the improvement of Productivity of ABS DP

YOO JUNGSOO

Department of Engineering Practice
Graduate School of Engineering Practice
Seoul National University

Keywords : RTD, CPF, BAFFLE, FLUIDIZED BED, BUBBLE, DP

Student Number : 2017-24392

In order to improve the productivity of DP (Dry Powder) which is a middle product of high function polymer ABS, the effect of the number of compartments divided by the vertical internal baffle and the height of baffle and the size of the particles and the filling height of the particles in the bed, on the residence time and RTD (Residence Time Distribution) in FBD (Fluidized Bed Dryer) which is a rectangular type was analyzed by CPF (Computational Particle-Fluid Dynamics) which was used for the simulation. The simulated particles were DP and the fluid was air. The simulation was performed by varying the height of baffles and the number of baffles based on actual operating conditions. The minimum fluidization velocity, bubble size and bubble velocity conditions required for particle fluidization were calculated and the height of FBD and TDH (Transport Disengagement Height) were calculated. Tracer was used to measure the retention time and RTD. One pulse was injected into the continuous feeding inlet, and the tracer

concentration at the exit was measured every time to determine the C-curve, E-curve, F-curve and average retention time and variance of RTD. By estimating the influence of bubble size and bubble ascending speed on each condition, the mixing state of particles was estimated. Baffle has the effect of preventing the rising speed of the bubble by crushing the size of the bubble. The higher the height of the baffle, the longer the mean residence time and the shorter the pass ratio is.