

## 각종 섬유질 효소당화 반응조내의 현탁액의 혼합교반양상이 효소당화에 미치는 영향

박진서·박동찬·이용현  
경북대학교 자연과학대학 유전공학과

### Effect of Mixing Pattern of Different Types of Bioreactor on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose

Jin-Seo Park, Dong-Chan Park, and Yong-Hyun Lee  
Department of Genetic Engineering, College of Natural Sciences  
Kyungpook National University, Taegu 702-701, Korea.

#### ABSTRACT

Cellulose is an insoluble substrate, therefore, a proper mixing of the cellulose suspension is essential for an effective enzymatic hydrolysis. To study the effect of mixing motion of various enzyme reactors on enzymatic hydrolysis of cellulose, three distinct types of bioreactor: vertical impeller type bioreactor(VITB), horizontal paddle type bioreactor(HPTB), and tumbling drum type bioreactor(TDTB), were assembled and their performance was compared. The optimal agitation speed was 100rpm for VITB and HPTB, 200rpm for TDTB. The saccharification efficiency of each reactors was compared under the optimal agitation intensity. The highest degree of saccharification was achieved in the case of VITB, especially, at high cellulose concentration. The VITB seems to be the most suitable type of bioreactor that can maintain proper mixing pattern for effective enzyme reaction. In the view of energy consumption, the TDTB showed the lowest value: however, the energy consumption was rapidly increased at high concentration of cellulose. To determine the most suitable type of bioreactor, the entire process, including substrate cost, substrate concentration, and feasibility of scale-up, needs to be evaluated.

#### 서론

섬유질 바이오매스는 광합성에 의해 매년 재생되는 자연계에 가장 풍부한 유기물로서 이를 당화, 발효시켜 알코올을 생산하여 무공해 수송용 액체연료로 사용코져 하는 연구가 활발하게 진행되고 있으며, 최근 국내에서도 대체에너지 개발촉진법이 입법화되었고 이 분야에 대한 활발한 연구가 진행되고 있다(1-4).

섬유질 바이오매스의 대체액체연료로의 전환에 필요한 가장 중요한 과정은 불용성기질인 섬유소를 고효율로 당화시키는데 있다. 섬유소를 포도당으로 전환하는 방법에는 산처리 방법과 효소촉매를 이용하는 방법등이 있다(5). 효소에 의한 섬유소분해공정은 온화한 압력과 온도

의 반응조건에서 포도당을 생산할 뿐만아니라 효소반응의 특이성때문에 부산물이 없어 우수한 섬유소분해공정으로 사료된다. 최근 섬유소 효소분해에 관해서는 많은 연구가 수행되었으나 섬유소 효소당화장치 개발에 대한 연구는 미흡한 상태에 있다(6-8). 특히 섬유소는 긴쇄상의 고분자물질로서 효소용액에 혼합시 수분을 흡수하며, 또쇄상섬유소가 겹쳐 cellulose network를 형성하여 진한 suspension 상태가 되므로 rheology 특성이 변화된다(9-11). 따라서 고농도 당액을 얻기 위해 필수적인 기질의 고농도 투입이 어렵고 또한 섬유소-효소 현탁액의 교반이 매우 어렵게 된다. 이 때문에 섬유소의 고농도 투입이 가능한 섬유소-효소 현탁액의 혼합양상을 갖춘 섬유소 효소당화에 적합한 bioreactor의 개발에 대한 연구는 중요성이 매우 크다.

본 연구의 목표는 섬유소의 효소가수분해공정에 있어 효율적인 섬유소-효소복합체 형성 및 당화가 이루어지도록 가장 적절한 mixing 효과를 나타낼 수 있는 bioreactor 를 개발하는데 있다. 이를 위하여 본 연구실에서 제작 보유하고 있는 vertical impeller type bioreactor (VITB) (12), horizontal paddle type bioreactor (HPTB) (13), tumbling drum type bioreactor (TDTB) (14)의 3종의 bioreactor 를 활용하여 bioreactor 의 교반양상의 변화에 따른 섬유소 효소당화패턴의 변화를 관찰하고 각 bioreactor 에 대한 고농도 기질의 이용 가능성 및 동력소모량을 비교 검토하였다.

**재료 및 방법**

**효소**

사용효소는 *Trichoderma reesei* 의 배양액을 농축한 산업용 효소인 Celluclast(Novo Co.)였다. 이 효소의 soluble protein 은 300mg/mL였으며, filter paper activity는 402 IU/mL, CMCase activity는 837 IU/mL였고, specific filter paper activity는 1.33 IU/mg였다.

**기질**

본 실험의 사용기질은 순도 99.5%, 평균입자크기 100-200 mesh 인  $\alpha$ -cellulose(Sigma Co.)였다.

**Bioreactor 의 구조**

섬유소 효소당화에 적합한 bioreactor 를 개발하기 위하여 각기 다른 mixing motion 을 형성하는 3종의 bioreactor 를 이용하였으며, 그 구조와 크기는 Fig. 1

과 같다.

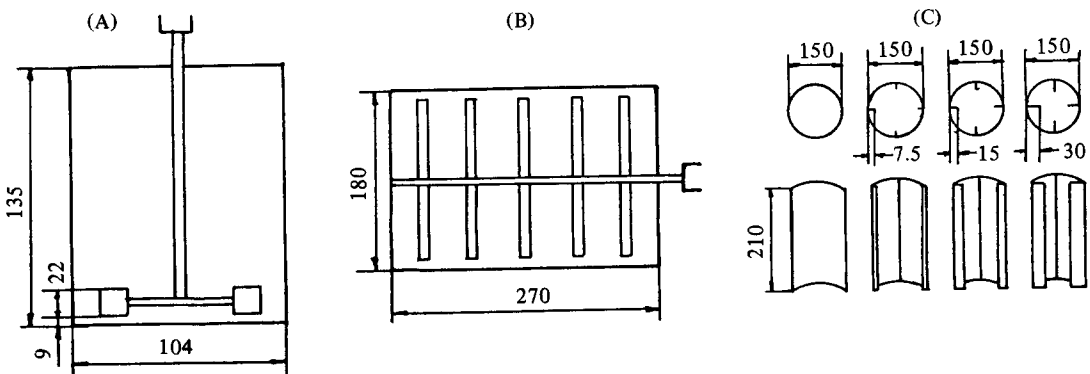
Fig.1(A)의 vertical impeller type bioreactor 는 회전축에 부착된 impeller로 섬유소 효소 현탁액을 교반하는 형으로서, controller, torque 측정장치를 내장한 회전축, 1L 용량의 반응조로 구성되어 있다(12).

Horizontal paddle type bioreactor(Fig.1(B))는 원통형 반응조, 온도조절장치, torque 측정장치를 내장한 회전축, 그리고 controller로 구성되어 있다. 반응조는 stainless steel로 제작된 5L 용량의 원통형 vessel로서 반응조 내부액은 수평형 회전축에 부착된 impeller의 회전운동에 의하여 혼합되도록 하였다. Controller는 교반속도 조절 및 계측기를 포함하고 있다(13).

Tumbling drum type bioreactor(Fig.1(C))는 반응조인 drum, drum 회전용 roller, 그리고 각종 controller로 구성되어 있다. 반응조인 drum은 직경이 15 cm이며 길이가 21 cm인 용량 3L의 PVC 통으로서 baffle의 모양과 숫자를 달리한 여러종류의 drum을 사용하였다. Drum의 회전은 drum을 받치고 있는 두개의 roller중 한개의 roller를 정밀 AC motor로 회전하도록 하였다. 온도조절은 공기온도조절식으로 최대 70°C까지 유지토록하였다(14).

**섬유소 효소가수분해**

각 bioreactor에서의 섬유소 효소가수분해는 기질인  $\alpha$ -cellulose 50g/L, 증류수 0.67L/L, 0.2M Na-citrate buffer (pH4.8) 0.25L/L를 첨가하여 당화시켰다. 당화는 온도 50°C, 각 bioreactor의 표준당화조건에서 행하였다. 각 bioreactor에서 섬유소 효소가수분해에 대한 mixing motion 효과를 검토하기 위하여 VITB는 교반속도를 100-500 rpm으로 변화시켰으며, HPTB는 교반속도를 100-200 rpm으로 변화시켰고, TDTB는 여러



**Fig. 1. The Shape and Dimension of VITB(A), HPTB(B), and Drums of TDTB(C) (Dimension; mm).**

종류의 baffle 과 교반속도를 100-200 rpm 으로 변화 시켰다. 고농도 섬유소 첨가실험에서는 섬유소의 농도를 100 g / L 까지 증가시키면서 실험하였다.

**분석방법**

Soluble protein 은 표준물질로 bovine serum albumin (Sigma Co.) 을 사용하여 Lowry 법(15)으로, 생성환원당은 표준물질로 glucose(Sigma Co.) 를 사용하여 DNS 법(16)으로 측정하였다. 생성환원당중 glucose 는 효소적 방법인 PGO(peroxidase-glucose oxidase-parainisidine) 법(17)으로 정량하였다. 효소의 filter paper(FPase)activity 및 CMCase activity 는 Mandels 등(18)이 제안한 방법을 이용하였다.

**동력소모량 측정**

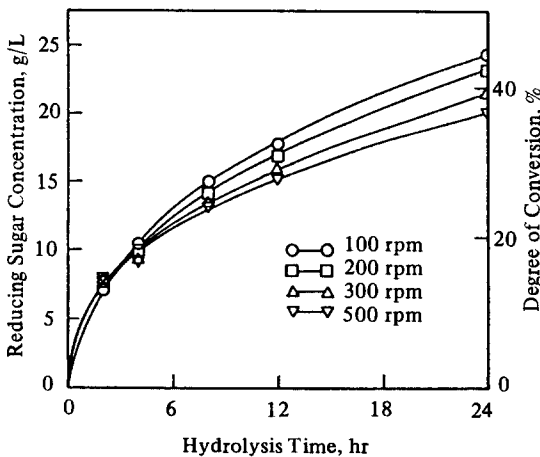
각 bioreactor 에서 섬유소-효소 혼합액의 교반에 소요되는 동력은 일정한 회전속도하에서 정밀 DC motor 에 부하되는 전압과 전류를 측정하여 얻었다.

**결과 및 고찰**

**각종 Bioreactor 의 최적운전조건 검토**

**1. Vertical Impeller Type Bioreactor**

최적의 mixing 강도를 수반하는 당화조건을 검토하기 위해 교반속도를 100 rpm 에서 500 rpm 까지 변화시켜 24 시간 가수분해한 결과는 Fig.2 와 같다.



**Fig. 2. Effect of Agitation Speed on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose in Vertical Impeller Type Bioreactor; 50g Cellulose/L, 0.03L Celluclast/L, 50°C.**

Fig.2에서와 같이 교반속도가 100 rpm 일때 가장 높은 당농도를 얻었으며, 이 이상의 교반속도에서는 당농도가 오히려 감소함이 관찰되었다. 이는 높은 교반강도하에서의 기질-효소 복합체 형성의 저해 또는 shear force 에 의한 효소실활로 인해 당화농도가 감소하는 것으로 볼 수 있다. Shear force 의 증가가 섬유소 분해효소의 활성화에 미치는 영향을 검토하기 위하여 기질을 첨가하지 않고 다른 당화조건으로 동일하게 유지하면서, 단지 교반속도만을 변화시키면서 각 시간별로 효소활성중 carboxymethylcellulase(CMCase)와 filter paper(FPase) activity 를 측정 한 결과는 Table 1과 같다.

**Table 1. The Effect of Agitation Speed on Relative Activity of CMCase and FPase.**

Unit: %

Hydrolysis Time Agitation	Time				
	0 hr	4 hr	8 hr	12 hr	24 hr
<b>CMCase</b>					
100 rpm	100	98	98	98	98
300 rpm	100	98	95	94	94
500 rpm	100	96	93	92	90
<b>FPase</b>					
100 rpm	100	97	95	94	94
300 rpm	100	95	93	91	88
500 rpm	100	87	85	84	83

\* CMCase ; Carboxymethylcellulase activity  
 FPase ; Filter paper activity

Table 1에서와 같이 교반속도 즉 shear force 가 증가함에 따라 CMCase 및 FPase 활성이 모두 감소함을 관찰할 수 있었다. 이로미루어 효소활성의 감소가 당화율에 일부 영향을 미치는 것으로 볼 수 있으며, 이와같은 shear rate 의 증가에 따른 효소활성의 감소는 Reese 등(19)도 보고한 바 있다. 효율적인 섬유소 효소가수분해를 위해서는 효소실활을 최소화하면서 한편으로는 적절한 mixing 효과를 나타내는 교반속도의 선정이 필요하다.

**2. Horizontal Paddle Type Bioreactor**

Horizontal paddle type bioreactor 의 최적 교반속도를 얻기위해 실험한 결과를 Fig. 3에 나타내었다.

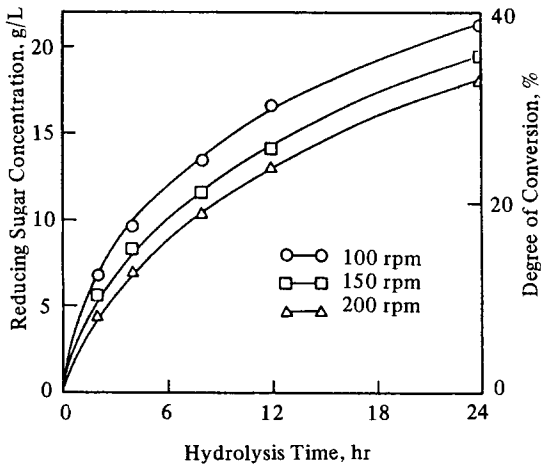


Fig. 3. Effect of Agitation Speed on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose in Horizontal Paddle Type Bioreactor; 50g Cellulose/L, 0.03L Celluclast/L, 50°C.

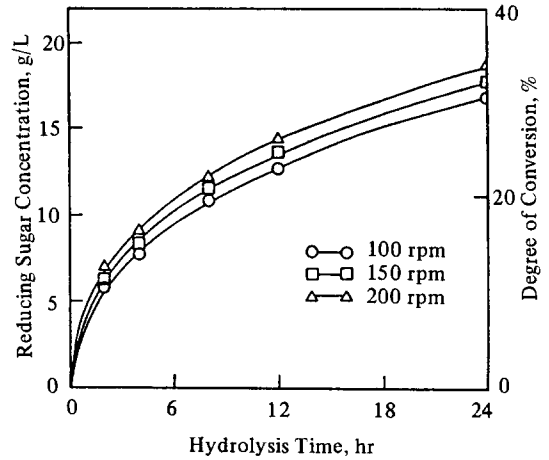


Fig. 4. Effect of Rolling Speed on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose in Tumbling Drum Type Bioreactor; 50g Cellulose/L, 0.03L Celluclast/L, 1:0.05 Baffle, 50°C.

교반속도를 100 rpm에서 250 rpm 까지 변화시켰으며, 그 결과 100 rpm 일때 가장 높은 당화율을 나타내고, 이 보다 높은 교반속도에는 shear rate가 증가되어 효소실활을 야기시킴으로서 오히려 당화율을 감소시키는 부적절한 mixing 양상이 형성되는 것으로 보인다.

3. Tumbling Drum Type Bioreactor

전술한 impeller 또는 paddle type bioreactor와는 달리 반응조 자체를 회전시킴으로서 반응조내 용액을 mixing 하는 tumbling drum type bioreactor의 최적 mixing 조건을 검토하고자 교반속도 및 반응조 내부의 baffle의 크기를 변화시키면서 실험한 결과는 Fig.4,5와 같다.

Fig. 4에서처럼 교반속도가 증가할수록 당화율이 증가하였으며, 200 rpm에서 얻어진 당농도가 impeller나 paddle type에 비해 다소 낮아, 이이상의 교반속도에서 당화율이 증가할 가능성이 있으나 장치의 한계상 실험할 수 없었다. Impeller나 paddle type bioreactor와는 대조적으로 회전속도가 증가할수록 당화율이 감소하는 현상은 관찰되지 않고 오히려 회전속도가 증가할수록 더 높은 당화율을 나타내었다. 이는 impeller나 paddle에 의한 shear action은 통이 회전하는 TDTB에서는 크지 않기 때문에 효소의 실활이 적어 회전속도가 증가하더라도 당화율이 감소되지 않는데 있다고 판단된다. 그리고 효소활성이 유지되더라도 낮은 회전속도에서는 완전한

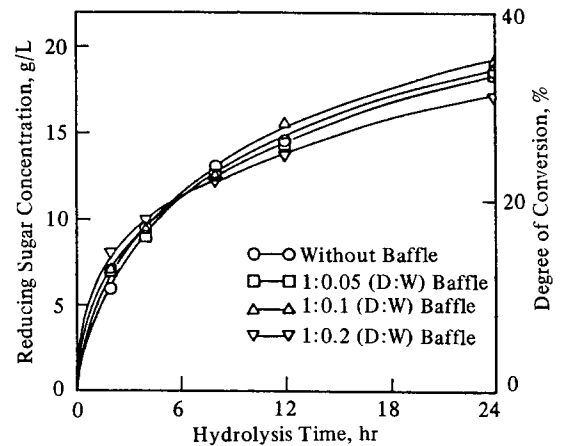


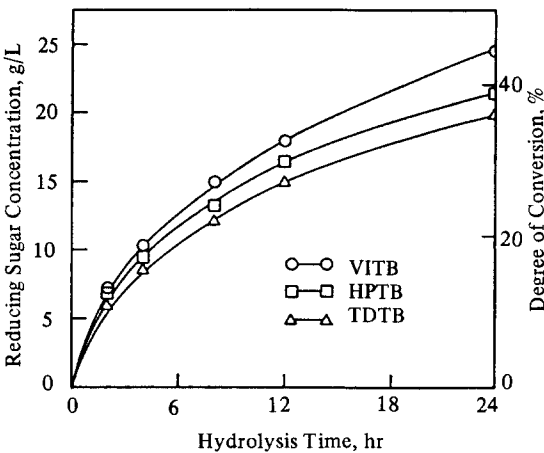
Fig. 5. Effect of Baffle Shape on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose in Tumbling Drum Type Bioreactor; 50g Cellulose/L, 0.03L Celluclast/L, 200 rpm, 50eC. D: Diameter of Drum, W: Width of Baffle

mixing이 이루어지지 않기 때문에 당화율은 낮게 된다. 더욱더 효과적인 mixing 효과를 부여하기 위해 반응조

내벽에 반응조 직경(D)에 대해 일정한 비의 폭(W)을 지닌 baffle 을 90° 간격으로 설치하여 반응조 내부를 변화시켰으며, 이들 각각에 대해 200 rpm의 회전속도에서 당화시켰다. Fig.5에서와 같이 baffle의 크기에 따른 당화율에는 큰 차이가 없어, baffle이 적절한 mixing 양상을 형성하는데는 크게 영향을 미치지 않음을 알 수 있다.

**각종 Bioreactor의 당화 특성 비교**

섬유소 효소가수분해에 있어 가장 적절한 mixing 양상을 갖춘 bioreactor 개발의 기초적인 자료를 얻기위해 혼합양상이 다른 3종의 bioreactor의 당화율을 비교하였다. 당화조건은 각 bioreactor의 최적조건이며, 이때 기질농도는 50 g/L, 교반속도는 vertical impeller type bioreactor와 horizontal paddle type bioreactor는 각각 100 rpm, tumbling drum type bioreactor는 200 rpm을 유지하였으며, 온도는 50°C로 유지하였다. 각 bioreactor에서 24시간 가수분해하여 당화농도 및 당화율을 분석 비교하여 Fig. 6에 나타내었다.



**Fig. 6. Comparison of Enzymatic Hydrolysis of Cellulose in Different Types of Bioreactor; 50g Cellulose/L, 0.03L Celluclast/L, 100rpm(VITB, HPTB), 200rpm(TDTB), 50°C.**

Fig. 6에서와 같이 24시간 가수분해한 후에 VITB는 24.5 g/L의 환원당을 생성했으며, HPTB는 22 g/L, TDTB는 19.5 g/L의 환원당을 생성하였다. 그리고 상

기와 같은 당농도는 얻을 수 있는 최고 당화율의 45%수준이다. Impeller 또는 paddle로 교반되는 두종의 bioreactor(VITB, HPTB)에 비해 반응조인 drum 자체를 회전시키는 TDTB의 당화율이 다소 낮았다. 이로 미루어 반응조를 회전시킴으로서 반응조내 용액을 균일하게 섞어주는것도 중요하지만 impeller나 paddle를 이용해 섬유소-효소 혼합액에 물리적 충격을 주어 cellulose network를 파괴시켜 주는 것이 더 효율적인 교반형태라 판단된다. 각종 bioreactor의 mixing 양상을 살펴보면 VITB나 HPTB의 경우는 impeller에 의해 좌우 및 상·하 용액이 완전히 mixing 되는 것으로 볼 수 있으나, TDTB의 경우는 반응조 중간부위에 위치한 현탁액은 잘 혼합되지 못한 상태로 있으며 벽부위에 근접한 용액만 반응조의 회전에 따라 mixing 됨으로 인해 반응조 중간부위에 위치한 효소의 작용을 상대적으로 감소시키는 것으로 유추된다.

**섬유소의 고농도 당화에 적합한 Bioreactor의 검토**

섬유소를 고농도로 첨가하여 당화함은 일정량의 당화액을 얻는데 필요한 반응기의 용적을 줄일 수 있고, 당화에 필요한 소모시간을 단축시킬 수 있다. 뿐만아니라 고농도 당화액을 얻을 수 있어 농축에 필요한 에너지를 절감할 수 있는 등 많은 장점이 있으나, 섬유소의 높은 흡습성 때문에 유동성 수분이 감소되어 현탁액의 rheological 한 특성이 변화되어 당화가 효율적으로 이루어지지 못할 가능성이 크다. 따라서 이와같은 고농도 섬유소의 적절한 효소-섬유소 현탁액의 교반이 갖는 의의는 매우 크다.

본 실험에서는 고농도 기질의 이용가능성과 고농도 기질당화에 가장 적합한 bioreactor를 검토코져 기질 농도를 지금까지 실험한 50 g/L에서 고농도인 75 g/L, 100 g/L로 증가시키면서 각종 bioreactor에서 당화하였으며, 그 결과를 Table 2에 나타내었다.

위에서 알 수 있듯이 2종의 bioreactor 모두 기질농도가 증가함에 따라 당농도가 증가되었다. 각 bioreactor의 최적 교반조건에서 100 g/L 기질을 첨가하여 24시간 가수분해한 결과, VITB는 38.5 g/L, HPTB는 35 g/L, TDTB는 32 g/L 수준의 당농도가 얻어졌으며, 이는 50 g/L 기질 첨가시 최대로 얻을 수 있는 당농도보다 약 15 g/L 정도 증가된 당농도로 기질농도를 100 g/L까지 증가시켜 당화하는 것은 가능하리라 판단된다. 또한 impeller나 paddle type bioreactor는 tumbling drum type bioreactor보다 다소 당농도가 높아 고농도 기질의 당화에 더 효율적임을 알 수 있다. 이는 섬유소 현탁액의 교반이 drum 반응조 자체의 회전으로는 고농도 기질 첨가시 형성된 cellulose network를 파괴시키지 못

**Table 2. Effect of Substrate Concentration and Agitation Speed on Enzymatic Hydrolysis of Cellulose in Different Bioreactors.**

Condition			Reducing Sugar Concentration, g/L			
			4hr	8hr	12hr	24hr
V I T B	100rpm,	50g/L	10(18)	15.5(28)	18(33)	24.5(45)
		75g/L	14(17)	24(24)	24(29)	32(39)
		100g/L	19(17)	24.5(22)	29.5(27)	38.5(35)
	300rpm,	75g/L	13.5(16)	19.5(27)	23(28)	31(38)
		100g/L	19(17)	25(23)	29(26)	39.5(36)
	500rpm,	75g/L	13(15)	18(22)	22(27)	30(38)
100g/L		20(18)	25.5(23)	29(26)	38(35)	
H P T B	100rpm,	50g/L	9.5(17)	13.5(25)	16.5(30)	24(44)
		75g/L	12(15)	18(22)	23(28)	30(36)
		100g/L	16(15)	22(20)	27(25)	35(29)
	150rpm,	75g/L	11.5(14)	17(21)	21(25)	29(35)
		100g/L	14(13)	21(19)	23(21)	32(29)
	T D T B	100rpm	50g/L	8(15)	11(20)	13(24)
75g/L			12(15)	16(19)	18(22)	25(30)
100g/L			14(13)	18(16)	21(19)	29(26)
200rpm		75g/L	13(16)	18(22)	20(24)	26(32)
		100g/L	15(14)	22(20)	23(21)	32(29)

( ) ; Degree of Conversion, %

VITB ; Vertical Impeller Type Bioreactor

HPTB ; Horizontal Paddle Type Bioreactor

TDTB ; Tumbling Drum Type Bioreactor

해 우수한 mixing 을 이루지 못한데 있는 것으로 보인다.

그러나 당수율면에서는 기질 농도가 증가함에 따라 당수율이 감소되는데, 이는 전술한 바와 같이 기질인 섬유소의 농도를 증가시키에 따라 용액내 수분이 섬유소로 점차 흡수되어 용액의 유동성이 계속적으로 감소됨으로서 기질과 효소와의 접촉이 감소하는데 있는 것으로 여겨진다.

또한 교반강도를 변화시키면서 고농도 당화를 행하였으나 당농도에는 큰 영향을 미치지 못하고 있다. 이는 저교반상태하에서는 섬유소 현탁액이 cellulose network 를 형성하여 bulk 상으로 유동함으로서 섬유소-효소 복합체 형성이 일어나는 local 부위의 교반이 완전하지 못하여 효율적인 당화가 진행되지 않게 된다. 반면, 높은

교반속도하에서는 cellulose network 가 파괴됨으로서 효소의 작용부위가 증가되어 당화율이 증가되나, 반면 shear rate 의 증가에 의한 효소의 실활이 일어나 전체적인 당화율 및 당농도에는 큰 변화가 이루어지지 않는 것으로 판단된다. 본 실험에 사용된 3종의 bioreactor 중 섬유소 고농도 기질의 효소당화에 가장 적합한 bioreactor 는 impeller 를 갖춘 vertical impeller type bioreactor 로 판단된다.

#### 각종 Bioreactor 의 동력소모의 비교

산업적 이용가능성이 높은 섬유소 효소당화 bioreactor 를 개발하기 위해서는 소모되는 동력을 평가하여 경제적 가능성을 검토하는 것이 바람직하다. 따라서 본 실험에 이용된 3종의 bioreactor 에 대한 동력소모를 검토하였

다. 각 bioreactor의 최적 당화조건에 있어서의 initial power consumption, 기질의 20%가 당화되는데 소요되는 시간, 환원당 1g을 생성하는데 소모되는 에너지를 요약하여 Table 3에 나타내었다.

**Table 3. Comparison of Power Required for 20% Digestion of Cellulose in Different Bioreactors.**

	Initial Power (w/L)	T <sub>20</sub> (hr)	EC (w.h/L)	ECRPG (w.h/g)
<b>VITB</b>				
50g/l*	5	3.4	17	1.55
75g/l	6.2	5.0	31.3	1.84
100g/l	7.5	5.1	38.3	1.74
<b>HPTB</b>				
50g/l	4.7	4.2	19.6	1.78
75g/l	5.3	4.4	28.8	1.69
100g/l	6.3	9.4	59.5	2.70
<b>TDTB</b>				
50g/l	3.9	4.2	13.2	1.20
75g/l	4.5	6.2	27.9	1.69
100g/l	6.2	8.3	51.0	2.32

T<sub>20</sub> : Time Required for 20% Digestion of Cellulose, hr

EC : Energy Consumption, watt·h/L

ECRPG : Energy Consumption Required for Production of 1g Glucose, watt·h/g

\* : Substrate Concentration(w/v)

50 g/L의 기질을 첨가하여 각종 bioreactor의 최적 당화조건에서 환원당 1g을 생성하는데 소모되는 에너지를 살펴보면 VITB는 1.55 wh/g, HPTB는 1.78 wh/g, 그리고 TDTB는 1.2 wh/g로서 TDTB가 다소 낮은 동력소모를 나타내고 있다. 그러나 고농도기질 첨가의 경우 TDTB는 동력 소모가 매우 증가하여 100g/L의 기질을 첨가하였을때 1g의 환원당 생성에 소요되는 에너지는 2.32 wh/g이었다. 반면, 고농도기질의 당화에 가장 적합한 mixing 양상을 나타낸 VITB의 경우 100g/L의 기질첨가시 동력소모는 1.74 wh/g로서 HPTB, TDTB에 비하여 매우 낮은 동력소모를 보이고 있다.

이와같이 낮은 기질농도에서는 TDTB가 다소 낮은 동력소모를 보이고 있으나, 고농도 기질의 당화시에는

당화율이 저조하여 동력소모량이 급속히 증가하고 있어 이 경우에 TDTB는 적합하지 않는 것으로 사료되며, VITB가 적절한 mixing 양상의 형성 및 동력 소모면에서 더욱 적합한 형태의 bioreactor로 여겨진다. 그러나 가장 적절한 bioreactor의 선정에는 기질의 가격, 당화수율, 고농도 당화가능성, 그리고 반응기의 scale-up의 용이성등이 종합적으로 검토되어야 할 것이다.

## 요 약

각종 섬유질 효소당화반응조내의 현탁액 혼합교반 양상이 효소당화에 미치는 영향을 검토하기 위하여 3종의 대표적인 bioreactor; vertical impeller type bioreactor(VITB), horizontal paddle type bioreactor(HPTB), 그리고 tumbling drum type bioreactor(TDTB)를 제작하여 그 효율성을 비교 검토하였다. 최적 교반강도는 impeller나 paddle로 현탁액을 교반하는 VITB와 HPTB가 각각 100 rpm, 그리고 통자체를 회전시켜 교반하는 TDTB가 200 rpm이었으며 TDTB에 부착된 baffle의 형태 및 크기는 큰 영향을 주지 않았다. 또한 VITB나 TDTB의 경우 과도한 교반은 효소의 실활을 유발시켜 오히려 섬유소당화를 저해하였다. 3종의 bioreactor의 최적 교반조건에서의 당화효율을 비교한 결과 VITB가 가장 높았으며 특히 고농도 섬유소 당화시 가장 높은 당화효율을 보여, 가장 효율적인 교반양상을 나타내는 것으로 보인다. 이로 미루어 impeller나 paddle의 물리적 충격에 의한 현탁액의 cellulose network를 파괴시키는 효소반응기가 단순히 교반혼합하는 반응기에 비하여 우수한 결과를 줄 수 있었다. 반면 주어진 양의 당을 생산하는데 소요되는 동력소모를 검토한 결과 TDTB가 VITB에 비하여 다소 낮았으나 고농도의 경우는 급속히 증가되었다. 적절한 bioreactor의 선정에는 기질의 가격, 당화수율, 고농도 당화, 그리고 반응기의 scale-up의 용이성등이 종합적으로 검토되어야 할 것이다.

## 감 사

본 연구는 88년도 동력자원부 대체에너지기술개발사업비로 수행되었으며, 연구비 지원에 감사 드립니다.

## 참고문헌

- 이용현(1984), *유전공학*, 4, 12.
- Mandels, J. E. Medeiros, R. E. Andreotti and F. H. Bissetti(1981), *Biotchnol. Bioeng.*, 23, 2009.
- M. R. Ladisch, K. W. Lin, M. Voloch and G. T.

- Tsao(1983), *Enz. Microbiol. Technol.* **5**, 82.
4. A. Borchert and K. Buchholz(1987), *Prod. Biochem.*, **20**, 173.
  5. L. T. Fan, M. M. Gharpuray, Y. H. Lee(1987), *Cellulose Hydrolysis*, Springer-Verlag, Berlin.
  6. 이용현, 김옥환(1989), *생물화학*, **3(1)**, 33.
  7. H. R. Bungay(1981), *Adv. in Biochem. Eng.(A. Fiechter Ed.)* Vol. **20**, p1-15, Springer-Verlag, New York.
  8. C. R. Wilke and G. Mitra(1975), *Biotechnol. Bioeng. Symp.* No. **5**, 253.
  9. D. F. Caulfield and R. A. Steffes(1969), *TAPPI*, **52**, 1361.
  10. Y. H. Lee and L. T. Fan(1982), *Biotechnol. Bioeng.*, **24**, 939.
  11. Y. H. Lee and L. T. Fan(1983), *Biotechnol. Bioeng.*, **25**, 939.
  12. 이용현, 박진서, 윤대모(1989), *한국생물공학회지*, **4(2)**, 78-86.
  13. 이용현, 박진서(1989), *한국생물공학회지*, **4(3)**, 25.
  14. 이용현, 조구형, 박진서(1989), *한국생물공학회지*, **4(2)**, 87-92.
  15. O. H. Lowry, H. J. Rosenbrough, A. L. Farr and R. J. Randall(1951), *J. Bio. Chem.* **193**, 265.
  16. G. L. Miller(1959), *Anal. Chem.*, **31**, 426.
  17. Sagma Corporation(1989), *Sigma Diagnostic Glucose Procedure*. No. **510**, Sigma Catalogue.
  18. M. Mandels, R. Andreotti and C. Roche(1976), *Biotechnol. Bioeng. Symp.* No. **5**, 21.
  19. E. T. Reese and M. Mandels(1980), *Biotechnol. Bioeng.*, **22**, 323.

(Received September 24, 1989)