

Engenharia Bioquímica

Aula 7

(Reatores contínuos)

28 de Março de 2012

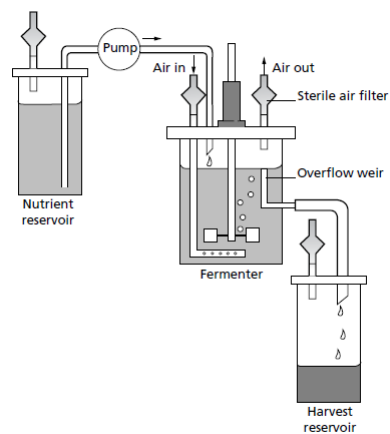
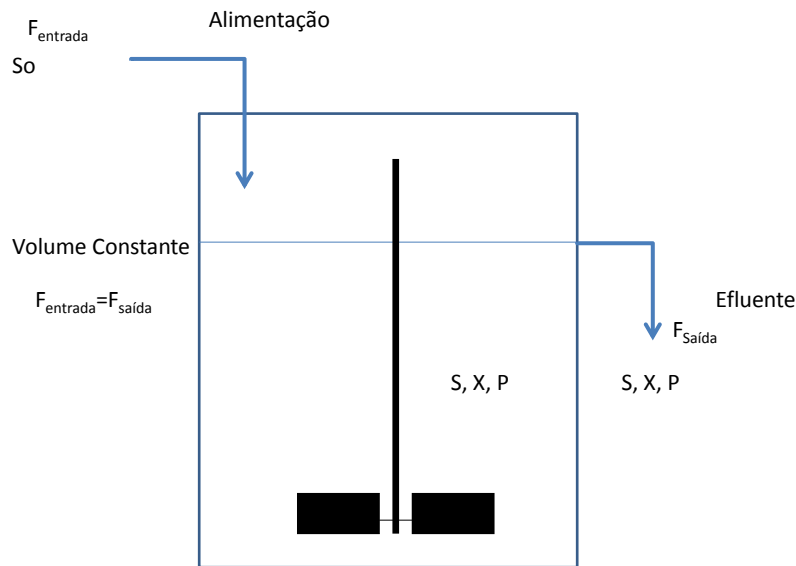


Fig. 2.4 Continuous culture apparatus.



Parâmetros hidráulicos

$$\text{Taxa de diluição} = D = \frac{\text{Caudal volumétrico (volume/te mpo)}}{\text{Volume do reator (volume)}};$$

$$D = \frac{F}{V} (\text{tempo}^{-1}) = \frac{F}{V} (\text{t}^{-1})$$

$$\text{Tempo de retenção ou de residência} = \tau = \frac{\text{Volume do reator}}{\text{Caudal volumétrico}};$$

$$\tau = \frac{\text{Volume do reator (volume)}}{\text{Caudal volumétrico (volume/te mpo)}} = \frac{V}{F} (\text{tempo}) = \frac{1}{D} (\text{t})$$

$$\text{Caudal mássico} : Q_m = \frac{\text{massa de alimentação}}{\text{tempo}} = \frac{m}{t} (\text{ex.: kg/h})$$

$$\text{Caudal volumétrico} : Q_v = \frac{\text{volume de alimentação}}{\text{tempo}} = \frac{V}{t} (\text{ex.: m}^3/\text{h}) \quad Q_m = Q_v \rho$$

$$\rho = \text{massa volúmica (massa/volume, ex.: kg/m}^3\text{)}$$

Balanço à biomassa

$$\frac{dX}{dt} = \text{crescimento} - \text{saída}$$

$$\text{crescimento} = \mu X = \frac{\mu_{\max} S}{S + K_s} X$$

$$\text{saída} = DX$$

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{\max} S}{S + K_s} X - DX$$

Balanço ao substrato

$$\frac{dS}{dt} = \text{consumo} + \text{entrada} - \text{saída}$$

$$\text{consumo} = -\left(\frac{1}{Y_{X/S}}\right)\mu X = -\left(\frac{1}{Y_{X/S}}\right)\frac{\mu_{\max} S}{S + K_s} X$$

$$\text{entrada} = S_0 D$$

$$\text{saída} = SD$$

$$\frac{dS}{dt} = -\left(\frac{1}{Y_{X/S}}\right)\frac{\mu_{\max} S}{S + K_s} X + S_0 D - SD$$

Balço ao produto (associado ao crescimento)

$$\frac{dP}{dt} = \text{produção} - \text{saída}$$

$$\text{produção} = Y_{P/X} \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X$$

$$\text{saída} = DP$$

$$\frac{dP}{dt} = Y_{P/X} \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X - DP$$

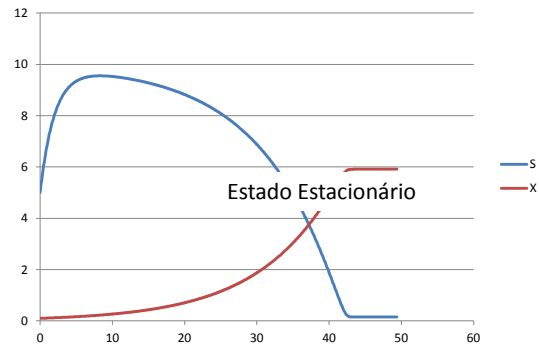
$$\frac{dX}{dt} = \mu X - DX = \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X - DX$$

$$\frac{dS}{dt} = \left(-\frac{1}{Y_{X/S}} \right) \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X + D(S_0 - S)$$

$$\frac{dP}{dt} = \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X - DP = Y_{P/X} \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X - DP$$

Vamos ao EXCEL....

delta t	0,05	h
Sinicial	0	g/L
S in	10	g/L
Xo	1	g/L
Miu max	0,6	1/h
ks	0,6	g/L
D	0,3	1/h
Yx/s	1	



$$\frac{dX}{dt} = 0$$

$$\frac{dS}{dt} = 0$$

No estado estacionário

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - DX = \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X - DX = 0$$

$$\mu X - DX = 0$$

$$\mu = D$$

Substrato no estado estacionário...

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S}$$

Mas no estado estacionário.... $\mu = D$

$$D = \frac{\mu_{\max} S_e}{K_s + S_e}$$

Resolver em ordem a S_e ...

$$S_e = \frac{D \cdot K_s}{\mu_{\max} - D}$$

Biomassa no estado estacionário...

$$\frac{dS}{dt} = \left(-\frac{1}{Y_{X/S}} \right) \left[\frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \right] X + D(S_0 - S_e)$$

$$\frac{dS}{dt} = \left(-\frac{1}{Y_{X/S}} \right) \mu X + D(S_0 - S_e)$$

No estado estacionário $ds/dt=0$ e $\mu=D$

$$0 = \left(-\frac{1}{Y_{X/S}} \right) D X_e + D(S_0 - S_e)$$

Resolver em ordem a X_e ...

$$X_e = Y_{X/S} (S_0 - S_e)$$

$$X_e = Y_{X/S} \left(S_0 - \frac{D \cdot K_s}{\mu_{\max} - D} \right)$$

Taxa de diluição crítica

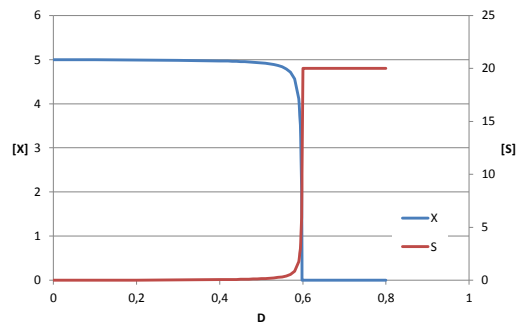
$$X_e = Y_{X/S} \left(S_0 - \frac{D \cdot K_s}{\mu_{\max} - D} \right)$$

Considerar $X_e=0$ e resolver em ordem a D...

$$D_{\text{crit}} = \frac{S_0 \cdot \mu_{\max}}{K_s + S_0}$$

Taxa de diluição a partir da qual se verifica a “lavagem” (wash-out)

S_0	20g/L
$Y_{X/S}$	0,5
K_s	0,03g/L
$\mu_{\max}$	0,61/h



Não dei nesta aula...

Vantagens reator contínuo

- As células dentro do reator podem ser mantidas num determinado estado fisiológico, e a taxa específica de crescimento é constante;
- Os tempos necessários ao “shut-down” e “start-up” em teoria não são necessários;
- Elimina-se os problemas da fase lag, durante a qual o crescimento de biomassa é lento e para produtos primários traduz-se por baixa produtividade;
- Permitem que as operações de down-stream sejam contínuas;
- A produtividade (massa de produtos/unidade de tempo) é potencialmente elevada, podendo reduzir as dimensões das instalações e dos equipamentos.
- É especialmente adequado a tratamento de efluentes

Desvantagens...

- Elevado risco de contaminação, o que pode tornar desastrosas as consequências da fermentação e das operações seguintes;
- Não devem ser usados para produtos de elevado valor ou que exijam elevada pureza de produção;
- No caso da indústria alimentar quando são produzidos “flavours”, é de recomendar a coexistência de múltiplas fases da curva de crescimento, o que é incompatível com o facto de predominar no reactor apenas uma fase;
- Inviável para produtos secundários, a menos que se usem culturas com crescimento controlado, e imobilizadas em suporte