

Diagramas do Processo

Um processo de produção de um metabolito secundário consiste das seguintes fases:

1. Fermentação aeróbia para produção do produto e biomassa.
2. Extração directa do produto do caldo fermentativo para um solvente imiscível com água usando extractores whole broth. O pH de extração é cerca de 9 com NH_4OH .
3. Reextração do produto para um tampão aquoso a pH cerca de 4.5 obtendo-se o produto no tampão aquoso usando extractores podbielniak.
4. Reextração do produto novamente para o mesmo solvente a pH 9 usando extractores podbielniak.
5. Precipitação do produto no solvente rico por adição de um ácido orgânico fraco.
6. Separação do produto cristalizado sob a forma de um sal por filtração num filtro secador e secagem no mesmo.

Representar para o processo acima o diagrama qualitativo de transformações materiais, o diagrama qualitativo das operações unitárias e o diagrama dos equipamentos.

Ciclo de fermentação

Pretende-se produzir 200 000 kg/ano dum metabolito secundário através de um processo fermentativo e extractivo.

Calcular o volume a fermentar por ano, o volume de fermentação a implementar e o nº e tamanho de cada fermentador sabendo que:

- 1) A concentração do metabolito no final da fermentação é de 25 g/l.
- 2) processo de extracção é composto por 3 operações com os rendimentos de 90%, 98% e 92%.
- 3) tempo útil por ano é de 330 dias.
- 4) ciclo de fermentação é de 240 horas sendo 220 horas de fermentação e 20 horas de tempos mortos.

Resolução

$$200.000 \text{ kg/ano} = \text{Vol (m}^3\text{/ano)} \times 25 \text{ kg/m}^3 \times 0,90 \times 0,98 \times 0,92$$

$$\text{Vol (m}^3\text{/ano)} = \frac{200.000 \text{ (kg/ano)}}{25 \text{ kg/m}^3 \times 0,90 \times 0,98 \times 0,92} = 9859 \text{ m}^3\text{/ano}$$

Ciclo de fermentação 240 h

Tempo por ano 330 dia/ano x 24 h/dia = 7920 h/ano

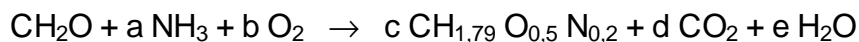
$$\text{Ciclos de fermentação por ano} = \frac{7920 \text{ h/ano}}{240 \text{ h/ciclo}} = 33 \text{ ciclos por ano}$$

$$\text{Volume de fermentadores a implementar por ciclo} = \frac{9859 \text{ m}^3\text{/ano}}{33 \text{ ciclos/ano}} = 299 \text{ m}^3\text{/ciclo}$$

$$\text{Vútil} = \frac{V_{\text{total}}}{0,75} = \frac{299,0}{0,75} = 397,00 \cong 400 \text{ m}^3$$

$$\text{Hipótese} \left\{ \begin{array}{l} 4 \text{ fermentadores de } 100 \text{ m}^3 \text{ totais} \\ 5 \text{ fermentadores de } 80 \text{ m}^3 \\ 10 \text{ fermentadores de } 40 \text{ m}^3 \text{ totais (descarga 1/dia)} \end{array} \right.$$

Considere a produção de biomassa num pre-fermentador, para inoculação de um fermentador industrial, sob condições aeróbias descrita pela equação



Calcular as quantidades consumidas da fonte de carbono, fonte de azoto e oxigénio e as quantidades formadas de CO_2 e H_2O Calcular também a OUR. São dados:

- 1) A quantidade de biomassa a produzir é de 20 g/l
- 2) O tempo de prefermentação é de 30 horas.

Após resolução das questões acima suponha o seguinte:

A fonte de carbono é o amido e a percentagem não consumida é de 5% do valor total.

A fonte de Azoto é uma proteína e a percentagem de NH_3 não consumida é de 5%. Admita que o azoto usado é só azoto amoniacal.

Calcular:

- 1) A quantidade a usar de amido em g/l
- 2) A quantidade de proteína a usar em g/l
- 3) Calcular o valor de $Y_{x/s}$

Resolução / 8

PM biomassa = 24,59 g/mole

Biomassa a produzir 20 g/l

Tempo de fermentação 30 h

Balanço dos átomos

$$C : 1 = c + d$$

$$H : 2 + 3 a = 1,79 c + 2 e$$

$$O : 1 + 2 b = 0,5 c + 2 d + e$$

$$N : a = 0,2 c$$

$$c = \frac{20}{24,59} = 0,8133$$

$$a = 0,2 \times 0,8133 = 0,1627$$

$$1 = 0,8133 + d \Rightarrow d = 0,1867$$

$$2 + 3 \times 0,1627 = 1,79 \times 0,8133 + 2 e$$

$$e = \frac{2 + 3 \times 0,1627 - 1,4558}{2} = 0,5162$$

$$b = \frac{0,5 c + 2 d + e - 1}{2} = \frac{0,5 \times 0,8133 + 2 \times 0,1867 + 0,5162 - 1}{2} \quad 481$$

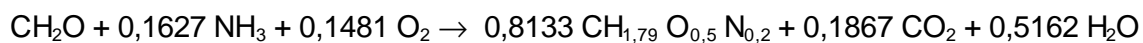
$$a = 0,1627$$

$$b = 0,1481$$

$$c = 0,8133$$

$$d = 0,1867$$

$$e = 0,5162$$



<u>Consumo</u>		<u>Formação</u>	
F.C	30 g/l	Biomassa : 20 g/l	
F.N	2,7659 g/l	CO ₂	8,2148 g/l
F.O	4,7392 g/l	H ₂ O	9,2916 g/l
	<u>37,5051 g/l</u>		<u>37,5064 g/l</u>

$$\text{Cálculo do OUR m mole O}_2/\text{l h} = \frac{148,1}{30} = 4,937 \text{ m mole O}_2 \text{ l}^{-1} \text{ h}^{-1}$$

Quantidade amido de partida em g/l

$$30 = 0,95 x \Rightarrow x = 31,579 \text{ g/l CH}_2\text{O}$$

Para passar a amido divide por $\frac{180}{162}$ dando 28,421 g/l Amido

Quantidade de NH₃ de partida 2,7659 g/l = 0,95 x

$$x = 2,9115 \text{ g/l NH}_3 < > \frac{2,9115 \times 14}{17} = 2,3977 \text{ g/l N}$$

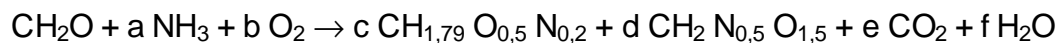
Proteína = 6,25 x 2,3977 g/l = 14,99 g/l de Proteína

$$\text{Quantidade de NH}_3 < > \frac{2,9115 \times 14}{17} = 2,3977 \text{ g/l N}$$

Proteína = 6,25 x 2,3977 g/l de proteína = 14,99 g/l proteína

$$\text{O valor de Y x/s} = \frac{20}{30} = 0,6667$$

Considere a produção de um metabolito secundário numa fermentação aeróbia descrita pela equação:



Calcular as quantidades consumidas da fonte de carbono, fonte de azoto e oxigénio e as quantidades formadas de CO₂, H₂O e biomassa para uma produção de produto de 25 g/l. Calcular também a OUR, sabendo que a fermentação dura 200 horas.

Sabe-se que $Y_{x/s} = 0,400$ e $Y_{p/s} = 0,300$

Após o cálculo dos valores acima calcule a quantidade de fonte de carbono a usar supondo que é amido e a de fonte de azoto a usar supondo que é uma proteína. Admita que quer a fonte de carbono quer a fonte de azoto residual é de 5% do valor inicial.

Resolução / 7

$$P M \text{ biomassa} = 24,59 \text{ g/mole}$$

$$P M \text{ produto} = 45 \text{ g/mole}$$

$$Y_{x/s} = \frac{c \times 24,59}{30} \quad 0,400 \Rightarrow c = 0,488$$

$$Y_{p/s} = \frac{d \times 45}{30} = 0,3 \Rightarrow d = 0,200$$

Balanço aos átomos

$$C : 1 = c + d + e$$

$$H : 2 + 3a = 1,79 \times 0,488 + 0,2 \times 2 + 2f$$

$$O : 1 + 2b = 0,5 \times 0,488 + 1,5 \times 0,2 + 2e + f$$

$$N : a = 0,2 \times 0,488 + 0,5 \times 0,2 = 0,1976$$

$$a = 0,1976$$

$$b = 0,4125$$

$$c = 0,488$$

$$d = 0,200$$

$$e = 0,312$$

$$f = 0,660$$

Consumo

$$F.C \quad 30 \text{ g/l}$$

$$F.N \quad 3,3592 \text{ g/l}$$

$$F.O \quad 13,280 \text{ g/l}$$

$$\underline{46,639 \text{ g/l}}$$

Formação

$$\text{Biomassa} : 12,0 \text{ g/l}$$

$$\text{Prod} \quad 9,0 \text{ g/l}$$

$$CO_2 \quad 13,728 \text{ g/l}$$

$$H_2O \quad \underline{11,88 \text{ g/l}}$$

$$46,608 \text{ g/l}$$

Para produzir 25 g/l de produto tem de se multiplicar a equação por $25/9 = 2,7778$ obtendo-se:

$$1 : 2,778$$

$$a' : 0,549$$

$$b' : 1,153$$

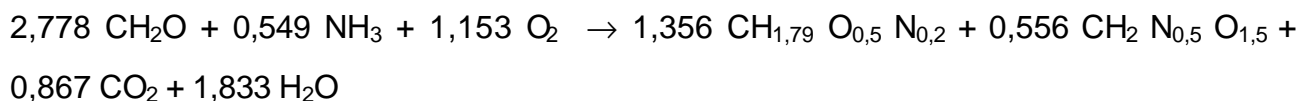
$$c' : 1,356$$

$$d' : 0,556$$

$$e' : 0,867$$

$$f' : 1,833$$

A equação pode reescrever-se:



<u>Consumo (g/l)</u>		<u>Formação (g/l)</u>	
F.Carb.	83,333	Biomassa :	33,344
F.Az.	9,333	Prod	25,02
Oxig.	36,829	CO ₂	38,148
	<hr/>	H ₂ O	32,994
	129,562		<hr/>
			129,506

$$\text{Cálculo do OUR} \quad \frac{1153 \text{ mm l}^{-1}}{220 \text{ h}} \quad 5,241 \text{ m mole O}_2 \text{ l}^{-1} \text{ h}^{-1}$$

Cálculo da Fonte de Carbono e Fonte de Azoto

$$83,332 = 0,95 S_o \Rightarrow 87,718 \text{ g/l} < > \frac{87,718 \times 162}{180} = 78,946 \text{ g/l de Amido}$$

Cálculo da Fonte de Azoto

$$9,333 = 0,95 S'_o \quad S'_o = 9,8242 \text{ g/l NH}_3 < \frac{9,8242}{17} \times 14 = 8,09 \text{ g/l N} < > 8,09 \times 6,25 \text{ g/l}$$

Proteína 50,57 g/l

Balanço entálpico à fermentação

9

Considere um fermentador de 40 m^3 de volume útil para produzir um meio fermentativo areobicamente. O fermentador é agitado por duas turbinas de Rushton. As dimensões aproximadas do fermentador são:

$$D_T = 300 \text{ cm}$$

$$H_L = 600 \text{ cm}$$

O diâmetro das turbinas é de $1/3 D_T = 100 \text{ cm}$ e a potência não arejada é de 58 KW sendo $P_g/P_c = 0,5$.

Calcular a quantidade de calor a transferir do fermentador através do sistema de transferência de calor para manter a temperatura do fermentador constante e igual a 30°C e a área necessária para que se dê a transferência de calor. Verifique também se a área lateral do fermentador é suficiente para a transferência de calor.

O ar entre no fermentador a 30°C saturado e sai à mesma temperatura também saturado.

O fermentador é arrefecido com água fria que entra a 7°C e sai a 12°C .

A OUR é de $60 \text{ m mole O}_2 \text{ litro}^{-1} \text{ h}^{-1}$ e o coeficiente de transferência de calor através da camisa externa é de $500 \text{ W m}^{-2} \text{ }^\circ\text{K}^{-1}$.

Resolução / 9

O balanço energético ao fermentador é dado por

$$Q_{acc} = Q_F + Q_{ag} + Q_{evap} + Q_{sens} - Q_{transf}$$

Como $Q_{acc} = 0$ vem que

$$Q_{transf} = Q_F + Q_{ag} + Q_{evap} + Q_{sens}$$

$$Q_{evap} = 0$$

$$Q_{sens} = 0$$

Logo $Q_{transf} = Q_F + Q_{ag}$

$$Q_F = 0,12 \times 60 = 7,2 \text{ Kcal / litro h} = \frac{7200 \text{ cal} \times 40.000 \text{ l}}{3600 \text{ seg}} = 30000 \text{ cal/seg} = 334720 \text{ J/seg} =$$

$$334720 \text{ W}$$

$$Q_{agit} = 29 \text{ KW} = 29000 \text{ W}$$

$$Q_F + Q_{agit} = 334720 \text{ W} + 29000 \text{ W} = 363720 \text{ W}$$

$$Q_{transf} = 363720 \text{ W}$$

$$U = 500 \text{ W m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{(30 - 7) - (30 - 12)}{\ln \frac{30 - 7}{30 - 12}} = \frac{23 - 18}{0,245} = \frac{5}{0,245} \text{ } ^\circ\text{C} = 20,4 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$363720 = 500 \text{ W m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{K}^{-1} \times A \text{ (m}^2\text{)} \times 20,4 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$A = 35,66 \text{ m}^2$$

$$\text{Área lateral máxima } \pi D_T H_L = 56,55 \text{ m}^2$$

Agitação de Líquidos

Pretende-se agitar um reactor com as seguintes dimensões:

$$D_T = 1,5 \text{ m}$$

$$H_T = 3,0 \text{ m}$$

$$\text{Volume} \cong 5500 \text{ l}$$

para cristalização de um produto em que a concentração máxima é de 1% usando turbinas de 4 pás inclinadas a 45° . Admitindo um grau de agitação 6 para líquidos, calcule a velocidade de agitação e a potência a comunicar ao veio sabendo que

$$D_i = 0,3 D_T$$

$$\text{Densidade} = 1,2$$

Viscosidade da suspensão 20 cp

$$\text{N}^\circ \text{ de turbinas} = 2$$

$$\text{Chicanas } 4 \text{ a } 90^\circ, B_W = D_T/12 \text{ e } B_S = D_T/72$$

Resolução / 10

Deve-se considerar um sistema de agitação de líquidos porque a concentração de sólidos é inferior a 1% e a velocidade terminal das partículas é baixa.

Para um grau de agitação 6 tem-se que $v_b = 36$ ft/min

$$D_T = 150 \text{ cm} = 4,921 \text{ ft}$$

$$\text{Área transversal} = 19,011 \text{ ft}^2$$

$$Q = v_b \cdot A = 36 \times 19,011 \text{ ft}^3/\text{V} = 684,42 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Supondo regime turbulento tem-se para $D_i/D_T = 0,3$ que $N_Q = 0,8$

Pode calcular-se a velocidade de rotação das turbinas a partir de

$$N_Q = 0,8 = \frac{Q}{N D_i^3} \Rightarrow N = \frac{Q}{0,8 D_i^3} = \frac{684,42}{0,8 \times (45/30,48)^3}$$

$$N = 266 \text{ rpm}$$

Vejamos se estamos em regime turbulento

$$N_{Re} = \frac{10,7 \times D_i^2 \times N \times 1,2}{20} = \frac{10,7 \times 313,875 \times 266 \times 1,2}{20} = 1601 \text{ (regime turbulento)}$$

Cálculo da Potência a fornecer ao veio

$$H_p = \left(\frac{D_i}{394} \right)^5 \times d \times N^3 = \left(\frac{17,716}{394} \right)^5 \times 2 \times 1,2 \times (266)^3 = 8,3 \text{ Hp}$$

Agitação de suspensões de sólidos em líquidos

11

Pretende-se agitar uma suspensão de sólidos num reactor com as seguintes dimensões

$$D_T = 1,5 \text{ m}$$

$$H_L = 3,0 \text{ m}$$

$$\text{Volume} \cong 5500 \text{ l}$$

A densidade do sólido é 1,3 e a densidade do líquido é 0,8. A viscosidade do líquido é cerca de 1 Cp.

A concentração de sólidos é de 15% (peso/peso) e o tamanho médio das partículas é de 300 μm .

Admitindo um grau de agitação de 8 calcular a velocidade de agitação e a potência a comunicar ao veio.

O número de agitadores é 2 turbinas de pás inclinadas a 45°.

O diâmetro do agitador é 0,3 D_T e a densidade da suspensão é de 0,875.

Resolução / 11

Cálculo da velocidade terminal das partículas

$$d_s - d_l = 1,3 - 0,8 = 0,5$$

Tamanho das partículas 300 μm

Entrando no gráfico tira-se que $v_t = 4 \text{ ft/min}$

Para 15% de partículas o factor de correcção f_w é = 1.

Assim a velocidade de sedimentação é $U_d = 4 \text{ ft/min}$.

Para o grau de agitação 8 e $D_i/D_T = 0,3$ tem-se que $\phi = N^{3,75} D_i^{2,81} / U_d = 100 \times 10^{10}$

vindo que

$$N = \left(\frac{100 \times 10^{10} \times 4}{D_i^{2,81}} \right)^{1/3,75} \quad D_i = 0,3 \times 150 = 45 \text{ cm} = 17,7165''$$

$$N = \left(\frac{100 \times 10^{10} \times 4}{(17,7165)^{2,81}} \right)^{1/3,75} = \left(\frac{100 \times 10^{10} \times 4}{3272} \right)^{0,2666667} = 265 \text{ rpm}$$

$$\text{HP} = 2 \times (265)^3 \left(\frac{D_i}{394} \right)^5 \times 0,875 \cong 6 \text{ Hp.}$$

Cálculo das dimensões de um fermentador

12

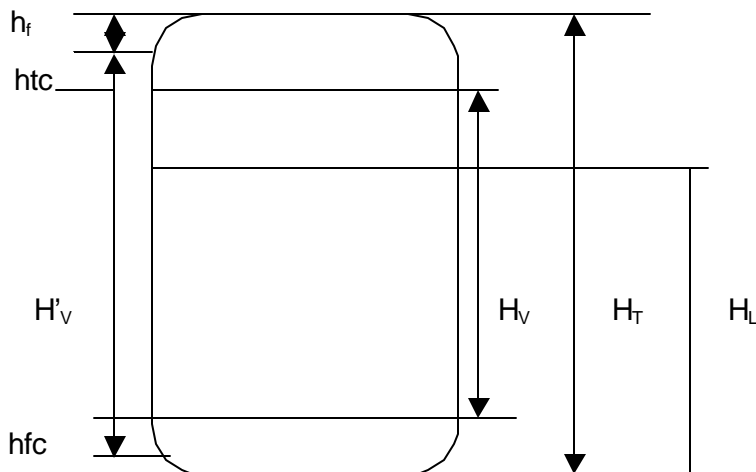
Considere um fermentador de 50 m^3 úteis e um factor de utilização de 0,75 correspondendo a um volume total de $66,67 \text{ m}^3$. A densidade do meio é 1,04.

O esquema do fermentador está representado a seguir.

Calcule as várias dimensões exemplificadas e a espessura dos materiais.

Calcule o nº de turbinas e a potência não agitada e agitada respectivamente para 80 rpm e 110 rpm supondo que são iguais.

Determine a razão P_g/P_o'



Resolução / 12

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi D_T^2 H_L}{4}$$

$$H_L = 2 D_T$$

$$V_{\text{útil}} = \frac{\pi D_T^3 \text{ap} \cdot 2}{4} = \frac{\pi}{2} r_{\text{ap}}^3 \quad D_{\text{Tap}} = \sqrt[3]{\frac{2 V_{\text{útil}}}{\pi}} = 3,169 \text{ m} = 3169 \text{ mm}$$

o fundo das Tabelas de fundos mais próximo tem

$$D_T = 3200 \text{ mm}$$

$$R = 0,10 D_T = 320 \text{ mm}$$

$$H_f = 0,194 D_T = 620,8 \text{ mm}$$

$$v_f = 3280 \text{ l}$$

$$H'v = \frac{(V_T - 2v_f)}{\pi D_T^2} \cdot 4 = \frac{(66,6 - 6,56) \times 4}{\pi 3,2^2} = 7,465 \text{ m}$$

$$V_T = H'v \frac{\pi D_T^2}{4} + 2v_f = 7,465 \text{ m} \times \frac{\pi 3,2^2}{4} + 6,56 = 66,6 \text{ m}^3$$

$$H_L = h_f + \frac{(50 - 3,28) \cdot 4}{\pi 3,2^2} = 0,6208 + \frac{(50 - 3,28) \times 4}{\pi D_T^2} = 43 \text{ m}$$

$$H_v = H'v - (h_{tc} + h_{fc})$$

Cálculo da espessura dos fundos

$$t_f = \frac{P R M}{2SE - 0,2P} \cdot C_c$$

2

A pressão mais desfavorável é aquando da esterilização em que se tem $P_{121^\circ\text{C}} = 29,722$ psia. A pressão relativa é de $29,722 - 14,7 = 15,022$ psig. A esta pressão temos de somar a coluna de líquido pHL com $HL = 6,43\text{m}$ e $p = 1,04$. Isto equivale a uma pressão de $6,43 \times 1,04 = 6,6872 < > \frac{6,6872}{10} + 14,7 \text{ psig} = 9,830 \text{ psig}$.

A pressão total é $15,022 + 9,830 \text{ psig} = 24,852 \text{ psi}$. Sobredimensionando 20% tem-se que a pressão relativa é de $1,2 \times 24,852 \text{ psig} = 29,82 \text{ psig}$.

A espessura do fundo é

$$T_f = \frac{29,82 \times 1600 \times 1,54}{2 \times 0,85 \times 15783 - 0,2 \times 29,82} \quad C_c = 2,74 \text{ mm} + 5,08 \text{ mm} = 7,82 \cong 8 \text{ mm}.$$

A espessura do tampo é $8 + 1 = 9 \text{ mm}$

Para uma espessura do fundo de 8 mm tem-se:

$$h_{fc} = h_{tc} = 35 \text{ mm}$$

Pode agora calcular-se $H_v = H'_v - 2(35 + 35)$

$$H_v = 7465 \text{ m} - 2 \times 70 \text{ mm} = 7325 \text{ m} = 7,325 \text{ m}$$

Espessura da virola cilíndrica

$$T_v = \frac{P (D_T/2)}{SE - 0,6 P} + C_c = \frac{29,82 \cdot 1600}{0,85 \times 15783 - 0,6 \times 29,82} ;$$

$$= 3,56 \text{ mm} + 5,08 \text{ mm} = 8,64 \text{ mm} = 9 \text{ mm}$$

Cálculo da espessura da virola cilíndrica à pressão externa

Supondo que temos uma camisa com uma altura de 6,43 m e vergalhões espaçados de 32,15 cm. Teremos 20 espaços e 21 vergalhões.

Suponhamos uma pressão de $3 \text{ barg} \cong 44,1 \text{ psig}$

3

$$L / D_o = \frac{32,15}{320} = 0,100$$

$$D_o / t = \frac{3200}{9} = 355,56$$

Temperatura $121^\circ\text{C} < > \cong 250 \text{ F}$

$$P (D_o / t) = 16000$$

$$P = \frac{16000}{355,56} = 45 \text{ psig} \text{ é suficiente a espessura}$$

Cálculo da Agitação

$$\text{Número de Turbinas} = \frac{H_L \rho}{D_T} = \frac{6,43 \times 1,04}{3,2} = 2,09 \cong 2 \text{ Turbinas}$$

Agitação sem arejamento 80 rpm

Agitação com arejamento 110 rpm

O consumo de potência com arejamento é igual ao consumo de potência sem arejamento.

Calcular a razão P_g/P_o .

$$P_o = 2 \times 6 \left(\frac{80}{60} \right)^3 \left(\frac{3,20}{3} \right)^3 \times 1040 = 40848 \text{ W}$$

$$f_c = \sqrt{\frac{(D_T / D_i)_{\text{real}} (H_L / D_i)_{\text{real}}}{(D_T / D_i)_s (H_L / D_i)_s}}$$

$$(D_T / D_i)_{\text{real}} = 3$$

$$(H_L / D_i)_{\text{real}} = \frac{6,43/2}{3,2/3} = 3,014$$

$$(D_T / D_i)_s = 3$$

$$(H_L / D_i)_s = 3$$

$$f_c = \sqrt{\frac{3 \times 3,014}{3 \times 3}} = 1,0023 \cong 1$$

4

$$P'_o = 40,8 \text{ KW}$$

	110	3,2
J. Pereira Cardoso	60	3

$$40,8 = X \cdot 2 \times 6 \left(\frac{\quad}{\quad} \right)^3 \left(\frac{\quad}{\quad} \right)^5 \times 1040 = X \times 106,2$$

$$X = \frac{40,8}{106,2} = 0,384$$

Considere um fermentador de cerca de 120 m³ totais em que $D_T = 3,5 \text{ m}$ e $H_L = 10,5 \text{ m}$

O fermentador em condições não arejada é agitado a uma velocidade de 80 rpm com 3 turbinas the Rushton com $D_i = 0,33 D_T$.

A densidade do caldo pode ser considerada como 1,04.

Calcule a potência consumida para o fermentador não arejado fazendo a correção por as dimensões do fermentador não serem as standard.

Calcule a razão P_g/P_o para o sistema arejado supondo que a potência arejada para uma rotação de 110 rpm é igual à potência não arejada.

Resolução / 13

1) Cálculo da potência para o sistema não arejado

J. Pereira Cardoso $\frac{80}{60}$

$$P_o = 3 \times 6 (\quad)^3 (1,155)^5 \times 1040 \text{ W} =$$

$$P_o = 18 \times 2,37037 \times 2,0555 \times 1040 \text{ W} = 91209 \text{ W}$$

Factor de correcção para a geometria não standard

$$fc = \sqrt{\frac{(D_T / D_i) \text{ real } (H_L / D_L) \text{ real}}{(D_T / D_i) s (H_L / D_i) s}}$$

$$(D_T / D_i) \text{ real} = \frac{3,5}{1,155} = 3,0303$$

$$(H_L / D_i) \text{ real} = \frac{10,5/3}{1,155} = 3,0303$$

$$(D_T / D_i) s = 3$$

$$(H_L / D_i) s = 3$$

$$fc = \sqrt{\frac{(3,0303)^2}{9}} = 1,010$$

$$P'o = 91209 \times 1,01 \text{ W} = 92130 \text{ W} \cong 92,1 \text{ KW}$$

2) Cálculo da razão $P_g / P'o$

$$92,1 = X \cdot 3 \cdot 6 (1,8333)^3 (1,155)^5 \times 1040 = X \cdot 228 \text{ KW}$$

$$X = \frac{92,1}{228} = 0,404$$

Considere a esterilização de um fermentador de 50 m^3 em batch.

Admita que a população é de $10^8/\text{ml}$.

Admita também que se pretende um valor final de microorganismos de $N_f = 10^{-4}$

Supondo que se tem nas esterilizações a relação

$$\nabla_{aq} / \nabla T = 0,05$$

$$\nabla_{arref} / \nabla T = 0,20$$

$$\nabla_{perm} / \nabla f = 0,75$$

Calcule o tempo de esterilização a 121°C admitindo que o microorganismo resistente são

os esporos do *Bacillus Stearothermophilus* κ (seg) = $10^{36,2} e^{-\frac{67700}{1,98 T}}$

Resolução / 14

$$\frac{N_0}{N_f} = \frac{10^8 \times 50 \times 10^6}{10^{-4}} = 5 \times 10^{19}$$

$$\nabla_{\text{total}} = \ln 5 \times 10^{19} = 19 \ln 10 + \ln 5 = 43,75 + 1,610 = 45,36$$

$$\nabla_{\text{perm}} = 0,75 \times 45,36 = 34,02$$

$$\nabla_{\text{perm}} = 34,02 = \kappa t \Rightarrow t = \frac{34,02}{\kappa}$$

$$t = 121 + 273,2 = 394,4$$

$$\kappa (\text{seg}) = 10^{36,2} e^{-\frac{67700}{1,98 \times 394}} = 10^{36,2} e^{-86,78}$$

$$\ln \kappa = 36,2 \ln 10 - 86,78 = -3,4264 \text{ seg}^{-1}$$

$$\kappa = e^{-3,4264} = \frac{1}{e^{3,4264}} = \frac{1}{30,7657} = 0,0325$$

$$\kappa = 1,95 \text{ min}^{-1}$$

$$T = \frac{34,02}{1,95} \text{ min} = 17,45 \text{ min}$$

Traçar as curvas do ciclo de esterilização de um fermentador sabendo : que o volume de fermentação é de 60 m^3 , que a população é de $10^8/\text{ml}$ e a população final é de $N_f = 10^{-4}$.

A curva de aquecimento é uma recta e a velocidade de aquecimento é de $1^\circ\text{C}/\text{min}$.

A curva de arrefecimento é também uma recta e a velocidade de arrefecimento é de $0,5^{\circ}\text{C}/\text{min}$.

A temperatura de esterilização, inicial e final do meio são respectivamente 121°C , 15°C e 30°C .

A constante de morte térmica é dada por $10^{36,2} e^{\frac{-67700}{1,988T}}$ e suponha que ∇_{perm} é 60% do ∇_{total} .

Resolução / 15

Curva de aquecimento $T = a + bt \Rightarrow T = 15 + t$

Curva de arrefecimento $T = a' - b't \Rightarrow T = 121 - 0,5 t$

Tempo de aquecimento $t = 121 - 15 = 106 \text{ min}$

Tempo de arrefecimento $t = \frac{30 - 121}{-0,5} = \frac{121 - 30}{0,5} = 182 \text{ min}$

$$\nabla_{\text{Total}} = \ln \frac{60 \times 10^6 \times 10^8}{10^{-4}} \ln (6 \times 10^{19}) = \ln 6 + 19 \ln 10 = 1,792 + 43,749 = 45,54$$

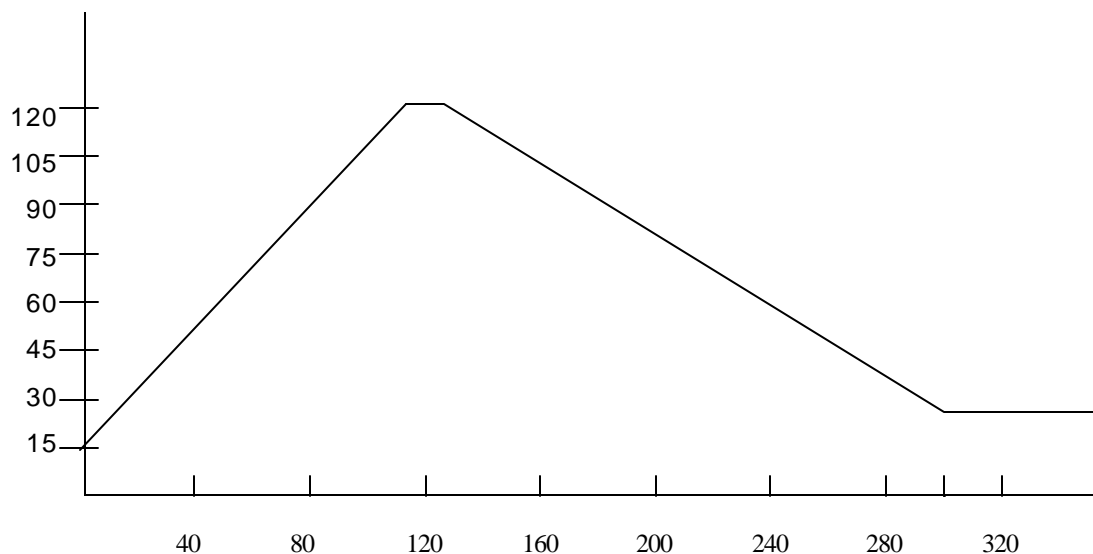
$$\nabla_{\text{perm}} = 0,6 \times 45,54 = 27,325$$

$$t_{\text{perm}} = \frac{\nabla_{\text{perm}}}{\kappa} \quad \ln \kappa = 36,2 \times \ln 10 - \frac{34054}{T}$$

$$\ln \kappa = 83,35358 - \frac{34054}{394}$$

$$\kappa = 0,046 \text{ seg}^{-1} = 2,763 \text{ min}^{-1}$$

$$t_{\text{perm}} = \frac{27,325}{2,763} \cong 10 \text{ min}$$



Considere que na esterilização em batch de um fermentador de 50 m³ a 120°C se obteve a seguinte relação entre a temperatura de aquecimento e o tempo.

Tempo (min)	T (°C)
0	100
7,7	104
14,5	108
22,7	112
31,5	116
42,9	120

Para o arrefecimento obteve-se também a seguinte relação entre a temperatura e o tempo

Tempo (min)	T (°C)
0	120
4	116
9	112
13,2	108
17,5	104
21,4	100

Sabendo que a população microbiana determinada no fermentador em causa foi de 5×10^8 /ml e que se pretende um valor final $N_f = 10^{-4}$ calcular:

- 1) $\nabla_{\text{aquecimento}}$
- 2) $\nabla_{\text{arrefecimento}}$
- 3) tempo de permanência a 120°C

Considerar que a constante de morte térmica é

J. Pereira Cardoso

$$\frac{-67700}{1,988T}$$

$$\frac{-34054}{T}$$

$$\kappa \text{ (seg}^{-1}\text{)} = 10^{36,2} \text{ e} = 10^{36,2} \text{ e}$$

1) Cálculo do ∇_{Total}

$$\nabla_{\text{Total}} = \ln \frac{N_o}{N_f} : \frac{50 \times 10^6 \times 5 \times 10^8}{10^{-4}} \quad 25 \times 10^{19}$$

$$= \ln 25 + 19 \ln 10 = 3,219 + 43,749 \cong 47$$

Cálculo do $\nabla_{\text{aquec.}}$

t (min)	T (°C)	T ° (k)
0	100	373
7,7	104	377
14,5	108	381
22,7	112	385
31,5	116	389
42,9	120	393

$$\ln \kappa \text{ (seg}^{-1}\text{)} = 36,2 \ln 10 - \frac{67700}{1,988 T} \quad 33,35368 - \frac{34054,326}{T}$$

t (min)	$\kappa \text{ (seg}^{-1}\text{)}$	$\kappa \text{ (min}^{-1}\text{)}$
0	0,0003545	0,0213
7,7	0,0009338	0,0560
14,5	0,00241	0,1446
22,7	0,00610	0,3661
31,5	0,01515	0,9091
42,9	0,03693	2,216

2

$$\nabla_{\text{aquec.}} = 7,7 \left(\frac{0,0213 + 0,0560}{2} \right) + \left(\frac{0,056 + 0,1446}{2} \right) \times 6,8 + \frac{0,3661 + 0,1446}{2} \times$$

$$\times 8,2 + \frac{0,9091 + 0,3661}{2} \times 8,8 + \frac{2,216 + 0,9091}{2} \times 11,4 = 0,2976 + 0,68201 +$$

$$+ 2,094 + 5,611 + 18,28 = 26,96$$

$$\nabla_{\text{aquec.}} / \nabla_{\text{Total}} = \frac{26,96}{47} = 57,4\%$$

Cálculo do $\nabla_{\text{arref.}}$

t (min)	T° (C)	T° (k)	K (seg ⁻¹)	K (min ⁻¹)
0	120	393	0,036933	2,216
4	116	389	0,0151512	0,909
9	112	385	0,0061015	0,3661
13,2	108	381	0,0024107	0,1446
17,5	104	377	0,0009338	0,0560
21,4	100	373	0,0003545	0,0213

$$\ln(k \text{ seg}^{-1}) = 83,35368 - \frac{34054,36}{T}$$

$$\nabla_{\text{arref.}} = 4 \frac{2,216 + 0,909}{2} + 5 \frac{0,3661 + 0,909}{2} + 2 \frac{0,1446 + 0,3661}{2}$$

$$+ 4,3 \frac{0,056 + 0,1446}{2} + 3,9 \frac{0,0213 + 0,056}{2} = 3,25 + 3,188 + 1,0725 +$$

$$+ 0,4313 + 0,151 = 11,075$$

$$\frac{\nabla_{\text{arref.}}}{\nabla_{\text{Total}}} = \frac{11,075}{47} = 23,56\%$$

3

$$\nabla_{\text{perm.}} = 47 - 26,96 - 11,075 = 8,965 = K_{120} \times t$$

$$K_{120} = 2,216 \text{ min}^{-1}$$

$$t = \frac{8,965}{2,216} = 4,05 \text{ min}$$

Considere duas fermentações A e B como indicado a seguir

	<u>Fermentação A</u>	<u>Fermentação B</u>
	(Newtoniana)	(Não Newtoniana)
Volume útil	40 m ³	40 m ³
HL	6 m	6 m
DT	3 m	3 m
Nº de Turbinas	2	2
Viscosidade	20 cp	1200 cp (aparente)
N	120 rpm	120 rpm
P	1040 kg/m ³	1040 kg/m ³
Arejamento	0,8 vvm	0,8 vvm
Pressão absoluta do Ar à entrada	2,5 atm	2,5 atm

Calcular para cada fermentação

- 1) A potência não arejada
- 2) A potência arejada supondo ser 0,4 da potência não arejada para a fermentação newtoniana e 0,5 para a fermentação não newtoniana
- 3) Os valores de $K_L a$ para cada uma das fermentações

Resolução / 17

$$N_{Re} = \frac{100^2 \times 2 \times 1,04}{0,2} = 104000 : \text{Regime turbulento}$$

$$P_c = 2 \times 6 \times 2^3 \times 1^5 \times 1040 \text{ W} = 99840 \text{ W}$$

$$P_g = 0,4 \times 99840 \text{ W} = 39936 \text{ W} \cong 40 \text{ KW}$$

$$K_{La} = K_6 (P_g / V_u)^{0,72} (v_s)^{0,11}$$

$$K_6 \cong 113,6$$

$$A = \frac{\pi d^2}{4} = 7,0686 \text{ m}^2$$

0,8 vvm = 32 m³/min convertendo para a pressão à entrada do fermentador tem

$$\frac{32}{2,5} \text{ m}^3 / \text{min} = 12,8 \text{ m}^3 / \text{min}$$

$$V_s = \frac{12,8 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}}{7,0686 \text{ m}^2} = 1,81 \text{ m/min} = 181 \text{ cm/min}$$

$$(V_s)^{0,11} = (181)^{0,11} = 1,77$$

$$K_{La} = 113,6 \left(\frac{40 / 0,735}{40} \right)^{0,72} \times 1,77 = 113,6 \times 1,248 \times 1,77 =$$

$$= 251 \text{ m Mole O}_2 \text{ l}^{-1} \text{ h}^{-1} \text{ atm}^{-1} = 0,863 \times 251 = 216,6 \text{ h}^{-1}$$

$$(\text{atm l m mole O}_2^{-1})$$

Fermentação B

$$N_{Re} = \frac{100^2 \times 2 \times 1,04}{12} = 1733,3 \rightarrow \text{regime turbulento}$$

$$N_p = 6$$

$$P_c = 2 \times 6 \times 3 \times 1^5 \times 1040 = 99840 \text{ W}$$

$$P_g = 0,5 \times 99840 = 49920 \text{ W} \cong 50 \text{ KW}$$

$$K_{La} = K_7 (P_g/V_v)^{0,33} (V_s)^{0,56} \quad K_7 = 8,333$$

$$V_s = 181 \text{ cm/min}$$

$$(P_g/V_v)^{0,33} = \left(\frac{50/0,735}{40} \right)^{0,33} = 1,1915$$

$$K_{La} = 8,333 \times 1,1915 \times (1,81)^{0,56} = 182,5 \text{ m Mole O}_2 \text{ l}^{-1} \text{ h}^{-1} \text{ atm}^{-1} < > 182,5 \times 0,863 \text{ h}^{-1} = \\ = 157,5 \text{ h}^{-1}$$

ESTERILIZAÇÃO DOS MEIOS DE FERMENTAÇÃO

No desenho de um ciclo de esterilização para assegurar o sucesso de uma fermentação há um número de assunções e critérios que devem ser cumpridos. A resistência térmica dos esporos bacterianos comparada com outros tipos de microorganismos sugere que os esporos sejam o alvo da destruição. Por outro lado é impossível obter um nível absoluto de esterilidade visto que não se pode afirmar que após tratamento térmico não exista qualquer microorganismo viável presente. Pode apenas afirmar-se que a esterilização oferece uma certa probabilidade de reduzir um contaminante de um nível para outro. Também na maioria dos casos a concentração de um contaminante indesejável é desconhecida. Neste caso deve assumir-se um valor absoluto que deve ser conservador na sua estimativa. Com estes conceitos presentes vejamos os princípios envolvidos na esterilização em batch.

Na esterilização em batch o meio é colocado no fermentador e o conteúdo é aquecido até à temperatura de esterilização.

A fim de estimar as relações tempo/temperatura começemos por estabelecer a equação cinética de morte térmica dos microorganismos - $\frac{dN}{dt} = k N$

Todavia a constante específica de morte térmica durante uma esterilização em batch não é constante.

Isto por as temperaturas do meio durante o aquecimento e arrefecimento variam causando assim a variação da constante específica de morte térmica durante a esterilização.

Portanto a forma integrada da equação cinética de morte térmica é

$$\nabla_{\text{Total}} = \ln \frac{N_0}{N} = \int_0^t k(t) dt$$

Como $k(t) = A e^{-\frac{\Delta E}{RT}}$ tem-se

$$\nabla_{\text{Total}} = \ln \frac{N_0}{N} = A \int_0^t \exp(-\Delta E / RT) dt$$

O símbolo ∇_{Total} representa o critério de desenho do processo de esterilização.

Numa esterilização em batch ∇_{Total} pode ser estimado do seguinte modo. Se se assume que a concentração inicial dos microorganismos é N_0 (número/ml) e que o volume total do caldo fermentado é V_T (ml) então a contaminação por batch de fermentação é $N_0 V_T$.

Posteriormente se se assume que a presença de um simples contaminante pode em último caso causar a perda da fermentação é então necessário atribuir algum nível de probabilidade de sucesso. Por exemplo podemos permitir como critério uma fermentação mal sucedida em cada mil devido a inadequada esterilização.

Assim considere-se o caso em que

$$N_0 = 10^6 / \text{ml}$$

$$V_T = 10000 \text{ l} = 10^7 \text{ ml}$$

$N = 1/1000$ nível de probabilidade = igual ao número de organismos após esterilização.

Usando estes valores tem-se:

$$\nabla_{\text{Total}} = \ln \frac{N_0}{N} = \ln \frac{10^6 \times 10^7}{10^{-3}} \ln 10^{16} = 36,8$$

Todavia na esterilização em batch as porções de aquecimento, permanência e arrefecimento do ciclo todas contribuem para a redução da contaminação microbiana.

Deste modo o critério de desenho ∇_{Total} pode ser escrito como

$$\begin{aligned} \nabla_{\text{Total}} &= \ln \left(\frac{N_0}{N} \right) = \ln \left(\frac{N_0}{N_1} \cdot \frac{N_1}{N_2} \cdot \frac{N_2}{N} \right) \\ &= \ln \frac{N_0}{N_1} + \ln \frac{N_1}{N_2} + \ln \frac{N_2}{N} \quad \text{ou} \end{aligned}$$

$$\nabla_{\text{Total}} = \nabla_{\text{aquec}} + \nabla_{\text{perm}} + \nabla_{\text{arref}}$$

Podendo escrever-se

$$\nabla_{\text{aquec}} = \ln \frac{N_0}{N_1} = A \int_0^t \exp(-\Delta E/RT) dt$$

$$\nabla_{\text{perm}} = \ln \frac{N_1}{N_2} = A \int_{t_1}^{t_2} \exp(-\Delta E/RT) dt = k t$$

visto durante a esterilização k ser constante.

$$\nabla_{\text{arref}} = \ln \frac{N_2}{N} = A \int_{t_2}^{t_3} \exp(-\Delta E/RT) dt$$

As equações para ∇_{aquec} e ∇_{arref} só podem ser integradas desde que se conheça o perfil de temperatura que depende do modo de aquecer e arrefecer o meio.

Mesmo conhecendo os perfis de aquecimento e arrefecimento não há uma solução analítica para as equações de ∇_{aquec} e ∇_{arref} tendo de se fazer a integração numérica.

Na Tabela seguinte apresenta-se os perfis mais usuais em esterilização em batch.

Um perfil típico de um ciclo de esterilização é mostrado na figura seguinte. O ciclo total leva cerca de 3 – 5 horas dependendo do tamanho do fermentador.

Para fermentadores grandes ($> 100 \text{ m}^3$) o tempo de esterilização pode levar cerca de 8 horas.

Alguns valores típicos para as contribuições das várias porções do ciclo de esterilização são mostradas a seguir.

$$\nabla_{\text{Total}} = \nabla_{\text{aquec}} + \nabla_{\text{perm}} + \nabla_{\text{arref}}$$

$$\nabla_{\text{aquec}} / \nabla_{\text{Total}} \cong 0.2$$

$$\nabla_{\text{perm}} / \nabla_{\text{Total}} \cong 0.75$$

$$\nabla_{\text{arref}} / \nabla_{\text{Total}} \cong 0.05$$

Na prática por vezes obtém-se valores relativamente diferentes dependendo da área de transferência de calor.

Uma vez conhecidos ∇_{Total} , ∇_{aquec} e ∇_{arref} tem-se que

$$\nabla_{\text{perm}} = t k = \nabla_{\text{Total}} - \nabla_{\text{aquec}} - \nabla_{\text{arref}} \quad e$$

$$t_{\text{perm}} = \frac{\nabla_{\text{perm}}}{k} \text{ min}$$

Pelas relações atrás pode ver-se que a contribuição maior para o processo de esterilização é derivado pela porção de permanência do ciclo.

O ciclo de arrefecimento contribui pouco para o processo global. Deve mencionar-se que um período de aquecimento extremamente longo deve evitar-se porque a sua contribuição para a destruição microbiana é de longe inferior aos seus efeitos nefastos na decomposição das matérias primas do meio.

Não só destrói nutrientes como causa a formação de substâncias inibidoras potenciais no meio de fermentação.