

一种泡沫分离过程中用于增强泡沫排液的设备

吴兆亮, 钱少瑜, 郑辉杰, 赵艳丽

河北工业大学生物工程系, 天津 300130

E-mail: zhaoliangwu@163.com

2009-09-11 收稿, 2010-01-09 接受

天津市应用基础及前沿技术研究计划重点项目(编号: 08JCZDJC25200)和河北省教育厅自然科学基金研究计划(编号: Z2008310)资助

摘要 对泡沫分离 nisin 发酵液进行了研究, 开发了两种由截流板和导流筒组成的促进泡沫排液的设备. 通过实验验证了这两种设备的分离效果. 实验结果表明第二种设备能够非常显著地降低出口持液率 ϵ_{out} , 提高出口泡沫的富集比. 随着安装高度从 0 上升到 15 cm, ϵ_{out} 从 7.07% 下降到了 6.13%, 泡沫液中 nisin 的最大效价可达 39.6 IU/ μ L. Nisin 失活率稍有加重表明了这种方法在回收和浓缩蛋白质方面的应用潜力. 最后, 应用近年来的泡沫理论研究成果对设备的机理进行了解释. 这一研究为日后多级排液泡沫塔的设计提供了基础, 而多级排液泡沫塔有可能成为一种非常高效的分离设备.

关键词

生物分离
泡沫分离
排液
持液率
泡沫塔

泡沫分离是吸附性气泡分离技术的一种^[1]. 它的基础是混合物中不同分子之间表面活性的差异以及泡沫很高的比表面积. 泡沫分离技术已被广泛用于离子浮选, 废水处理等^[2, 3]领域中. 近年来, 基于泡沫分离技术在食品和生化工业中可能的应用前景, 很多人对泡沫分离蛋白质也进行了研究^[4-7]. Lockwood 等对泡沫分离纯化蛋白质进行了总结^[8]. 泡沫中蛋白质的富集比是由两个相互关联的过程决定的, 即气液界面的吸附和泡沫的排液. 两者都是体系的理化性质和操作条件的函数.

前人提出了很多不同的方法来改进泡沫分离的效果. 简要地可将其分为三类: (1)改进液层中吸附效果的方法, 包括改变气体分布器的形式^[9, 10]和在液层中添加构件^[11, 12]; (2)改变操作方式的方法, 比如应用逆流^[12, 13]或是多级操作^[14-16]; (3)改进泡沫层排液的方法^[17-19].

总体来看, 气泡在液层中的停留时间非常短暂, 因而第一类改进方法并不能取得明显的效果. 而多级操作的应用又有很多缺点, 比如设备投资的升高, 吸附饱和的限制^[20]等. 然而根据 Tsubomizu 等人^[18]的报道, 通过促进泡沫排液能够非常明显地提高分

离效果. 与前两类方法不同, 改进排液的方法更加的经济有前途. 到目前为止, 有关泡沫排液的理论, 至少泡沫的自由排液理论^[21-25], 已是相当成熟, 然而只有少量的研究者对能够降低泡沫层持液率的人为加速泡沫排液的方法进行过研究.

同时, 即使一些方法取得了不错的结果, 提高了某些表面活性物质的富集比和回收率, 但在从发酵液中回收生物活性物质(比如细菌素和酶)时这些方法可能会受到限制. 因为发酵液中通常多肽和蛋白质的含量非常高(蛋白质 10~30 g·L⁻¹, 细菌素 0.01~0.1 g·L⁻¹^[26]), 通过增加液相溶液中目标蛋白质的浓度来增加表面吸附浓度的方法将会受到吸附饱和的限制. 一旦气液界面吸附达到饱和, 多级操作也不会过多的促进目标物质的富集^[20]. 并且由于界面扩展黏度和主体液相黏度的增大, 泡沫的排液速率也会降低^[27]. 对于像细菌素和酶等生物活性分子来说^[28-30], 还存在失活变性的问题, 而一些作用过于剧烈的改进方法可能会导致非常严重的生物活性的损失.

为了解决这些问题, 非常有必要开发一种专门用于分离生物活性物质的泡沫分离设备, 能够在温和的操作条件下促进排液, 而不至于过多地损失生

物活性. 本文中我们设计了一种安装于泡沫层的截流板和导流筒组成的构件来达到这一目的. 进行了从发酵液中泡沫分离 nisin 的实验, 并且应用近年来的 Stevenson 泡沫分离的理论研究成果^[31]对这些构件的作用机理进行了解释.

1 材料和方法

1.1 材料

本文所使用的泡沫分离塔的示意图见图 1.

泡沫分离柱(B+C)由有机玻璃制成, 内径 5.0 cm, 高度 120 cm. 在塔的顶部连接一塑料弯管(E)用于将泡沫导出到泡沫收集器(F)中. 泡沫收集器置于电子天平(G)上用来在线测量泡沫液的质量. 由截流板和导流筒(D)组成的构件安装在泡沫分离柱的某一高度. 截流板的直径为 5.0 cm, 与塔的内径相等. 导流筒有两种类型. 导流筒 I 是一段塑料圆管, 内径 2.6 cm, 高 3.0 cm, 两端均开口. 导流筒 II 是与导流筒 I 一样的一段塑料圆管, 但是上口封闭, 在距离上表面 1 cm 处的侧壁上均匀分布 12 个小孔, 直径 3 mm, 相对于塔横截面积的开孔率为 4.32%. 四个排液口(即 V, 为清楚起见图中只画出了两个)分别在距塔底 100, 105, 110 和 115 cm 处. 这些排液口通过导管相连接, 在连续操作实验中, 通过蠕动泵(H₁)可将截流板上积累的液体导回到主体液相溶液中. 另一个蠕动泵(H₂)在某些实验中用于补料. 在塔的底部安装有一激光

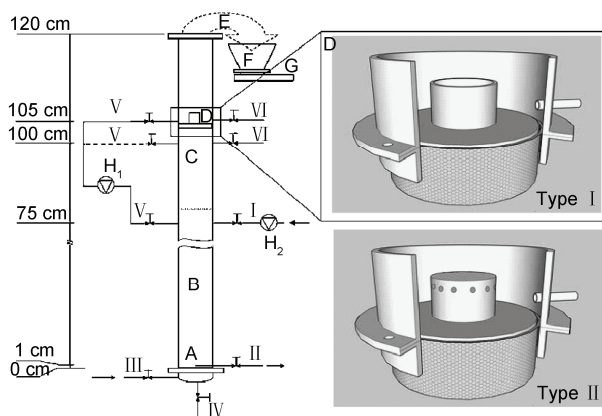


图 1 实验设备

组件: A 气体分布器, B 液层, C 泡沫层, D 截流板和导流筒, E 弯管, F 泡沫收集器, G 电子天平, H_{1/2} 蠕动泵; 出口: I 进料口, II 连续操作中排料口, III 进气口, IV 残液排放口, V 截流板上液体排放口, VI 取料口, 图中虚线表示泡沫塔中液面的高度

打孔的不锈钢板作气体分布器. 孔大小为 $150 \mu\text{m} \pm 10 \mu\text{m}$, 成正三角形排布, 孔间距为 4 mm.

所用溶液为由天津康益生物工程有限公司提供的 nisin 发酵液. Nisin 发酵液的气泡性能很好, 用泡沫分离的方法从发酵液中浓缩 nisin 是传统的方法^[32]. 新鲜的发酵液经过微滤后在 4°C 保存, 使用前保存时间不超过一个星期. Nisin 的标称浓度为 $100 \mu\text{g} \cdot \text{mL}^{-1}$, 总蛋白质浓度为 $0.0024 \text{ g} \cdot \text{mL}^{-1}$. 在气速为 $200 \sim 400 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$ 范围内发酵液均能产生很好的起泡效果, 气泡的算术平均直径为 3.35 mm. 所有溶液(包括原料液, 残留液, 泡沫液)中 nisin 的效价均通过改进的琼脂扩散法测定^[33]. 所有实验均在室温($20 \pm 2^\circ\text{C}$)下进行.

1.2 方法

(i) ϵ_{out} 的测量. 跟踪记录泡沫收集器中积累的泡沫液的质量 m_F 并对鼓泡时间作图. 质量随时间变化的速率可以按照下式来计算

$$\frac{dm_F}{dt} = \rho_L \times Q_F, \quad (1)$$

Q_F 是泡沫液的液体体积流率. $\rho_L = 1.037 \text{ g} \cdot \text{cm}^{-3}$ 是主体溶液的密度. 这里将 ρ_L 近似代替了泡沫液的密度. 对总的泡沫体积进行衡算可得

$$\frac{Q_F}{\epsilon_{\text{out}}} = \frac{Q_G}{1 - \epsilon_{\text{out}}}, \quad (2)$$

所以,

$$\frac{dm_F}{dt} = \rho_L \times Q_G \times \frac{\epsilon_{\text{out}}}{1 - \epsilon_{\text{out}}}. \quad (3)$$

因为 ϵ_{out} 远小于 1, 等式(3)可以简化为

$$\epsilon_{\text{out}} = \frac{1}{\rho_L Q_G} \frac{dm_F}{dt}. \quad (4)$$

我们跟踪测量了整个鼓泡过程中 m_F 的变化以验证这种方法的有效性. 实验采用批式操作的方式, 最后以鼓泡时间为横坐标, m_F 为纵坐标作图. 在这些实验中截流板和导流筒是不安装到泡沫分离塔中的.

(ii) 半连续泡沫分离实验. 安装有截流板和导流筒的泡沫分离塔首先进行了半连续操作实验, 以便为最终的连续操作实验确定适合的操作条件. 所谓“半连续操作”指的是连续进料, 维持塔内液面恒定, 但排液口 II 不排放残液的操作方式. 实验前先在 50 L 的大罐中将发酵液加热到 20°C , 然后将其加入到泡沫塔内, 液层高度为 100 cm. 压缩空气(0.18

MPa)由塔底通过气体分布器通入塔内, 气速保持在 $240 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, 相应的表观气速为 $12 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$. 当泡沫通过导流筒(I或II)时液体会在截流板的上表面逐渐积累, 形成一个小的液池. 液体的积累速率 Q_D 可通过下式计算:

$$Q_D = (A_C - A_R) \frac{\Delta H_D}{\Delta t}, \quad (5)$$

其中 A_C 和 A_R 分别是泡沫分离塔的内横截面积和导流筒的外横截面积. ΔH_D 是在时间间隔 Δt 内截流板上液池的高度, 可直接从塔壁上读取. 将这些液体取样进行分析, 同时测量 ϵ_{out} .

一般情况下, 泡沫生成的“稳定状态”(即泡沫保持 ϵ_{out} 基本不变的状态)在半连续操作中能够保持 3 h. 操作条件为: 液层高度 100 cm, 泡沫高度 20 cm, 气体体积流速 Q_G 为 $240 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$. 但是因为泡沫/液层界面到截流板的距离 H_R 对 Q_D 影响很大, 所以通过蠕动泵(H_2)向泡沫塔中加入补料液, 以便在鼓泡过程中保持液面高度基本不变. 补料速率约为 $40 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$. 因而这种操作方式称为半连续操作.

这里有必要对积累速率 Q_D 的定义重新说明一下. 从本质上说 Q_D 是截流板以上部分泡沫层中间隙液的排放速率, 它的数值就等于截流板上液体的积累速率. 所以在下面第二部分的讨论中均是针对 Q_D 的这一物理含义来说的.

(iii) 连续泡沫分离实验. 在前面半连续实验确定的适当操作条件下, 进行了连续泡沫分离的实验. 连续操作的实验条件包括气体体积流率 Q_G , 体积进料速率 Q_{IN} , 体积排液速率 Q_{OUT} 和蠕动泵的流率 Q_P . Q_P 最开始的设置值为依据半连续操作的实验结果从等式(5)中计算的值. 在系统达到稳定状态之前, 为了使截流板上的液面保持一个定值可以对 Q_P 做一些必要的调整. 在稳定状态下由物料恒算可得

$$Q_{IN} = Q_F + Q_{OUT}, \quad (6)$$

与等式(2)合并, 则等式(6)变成

$$Q_{IN} = \frac{\epsilon_{out}}{1 - \epsilon_{out}} Q_G + Q_{OUT}. \quad (7)$$

进料的体积流量 Q_{IN} 设置为 $40 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, 料液在塔内的有效停留时间为 49 min. 在半连续操作过程中泡沫的稳定生成阶段可以保持 3 h, 因而在这一进料流量下连续操作过程中应该不会观察到 ϵ_{out} 的下降. 在液层中由进料引起的对流速比气泡的上升速率

小很多, 因而对于泡沫在液层中停留时间的影响是可以忽略不计的.

2 结果与讨论

2.1 ϵ_{out} 检测方法的验证

图 2 中的实心方框是一个典型的泡沫液质量随鼓泡时间的变化特性. 图线的直线部分(时间 > 240 s)能够回归成一条高相关性系数的直线 ($y = -7.189 + 0.04449x$, $R^2 = 0.9997$), 验证了等式(4)的稳定性. 这可以归结为批式操作的准稳态阶段, 这一阶段 Neely 等人^[34]也观察到过. 然而这一图线的最引人注目的一部分却是达到准稳态阶段之前的部分. 这一短暂的阶段很可能在连续操作过程中或者由于数据采集的时间间隔过大而被忽略, 例如 Webb 等人^[35]的研究. Stevenson 等人^[36]在用核磁共振技术对卵清蛋白和糖蛋白混合物的泡沫自由排液研究时也没有注意到这一阶段, 因为他们所使用的泡沫不是由鼓泡产生的, 而是由振荡生成, 这种方法产生的泡沫具有很好的空间结构均一性^[25]. 图 2 中的空心方框是 m_F 对 t 的导数, 从中可以更清楚地看出在到达稳定状态之前 ϵ_{out} 有一个快速增长的部分. 因此在后面的所有实验中, 为了避过这一不稳定阶段, 实验数据均从通气开始 5 min 之后开始采集.

2.2 适宜操作条件的取得

连续操作实验的操作条件列于表 1 中. H_R 和 Q_G

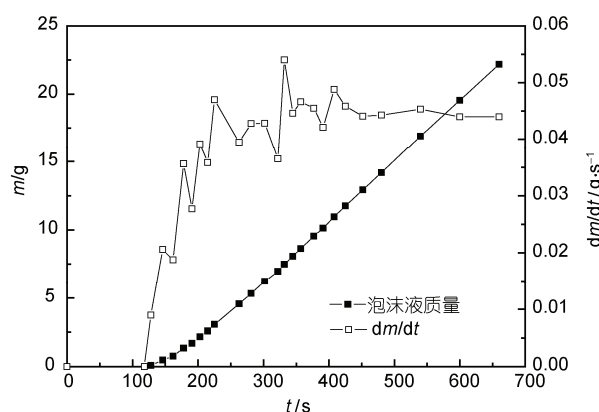


图 2 泡沫液质量随鼓泡时间的变化

操作条件为: Q_G 为 $200 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, 液层高度为 100 cm, 泡沫层高度为 20 cm, 进气压力为 0.18 MPa. 泡沫通过弯管的 16 s 时间已从时间轴中去除

是由之前半连续实验的操作条件确定的。ε_{out} 和 Q_D 可分别根据等式(4)和等式(5)计算出来。Q_{IN} 是在连续操作实验的进料体积流率。Q_{OUT} 是根据等式(7)计算出来的。需要指出，表 1 中 Q_{OUT} 和 Q_P 的值是连续操作时的起始值，在系统达到稳定状态前需要对这两个参数的值做一些调整，因为稀释率很高，通常这一过程可在不到一个小时的时间内完成。

2.3 H_R 对 Q_D 和 ε_{out} 的影响

图 3 表示的是 Q_D 和 ε_{out} 随 H_R 的变化关系。对于导流筒 I 来说，当截流板和导流筒安装在紧挨泡沫/液层界面的位置时，Q_D 和 ε_{out} 的值都最大。然而在这之后随着 H_R 从 0 cm 增加到 15 cm 它们则表现出不同的变化趋势：Q_D 继续以近似于指数的趋势下降，而 ε_{out} 只有少量的降低。在 Neely 等人^[34]的研究中提出了一个类似于 Q_D 的参数 F_n 用来建立批式泡沫分离过程的模型。F_n 的定义为从假设的某个平衡塔段内排下的间隙液的流率。尽管他们的实验数据指数回归的相关性系数较高(R² > 0.99)，但是他们得到的却是纯经验的线性排液方程，相关性系数也相对较低(R² = 0.97)。然而这里 Q_D 不能等同于 F_n，因为截流板阻止了间隙液的继续下排，这会影响到位于截流板下方的泡沫的持液率的分布特性。Q_D 下降速度比 F_n 快很多也部分是由于这一原因。

对于导流筒 II 来说，Q_D 存在与导流筒 I 相似的指数下降趋势，而与导流筒 I 的实验结果相比 ε_{out} 却表现出很不同的变化趋势。随着截流板和导流筒从泡沫/液层界面一直上升到其上 15 cm，ε_{out} 近似于直线下降。这一点非常容易理解因为不管导流筒 I 安装位置如何均不能够改变泡沫的组织结构和几何形状，这样离开塔的泡沫就有可能保持近似相等的持液率。

然而，在导流筒 II 的小孔处流动状态的突然变

化可能导致泡沫结构非常复杂的变化，尤其是气泡大小的分布。Tsubomizu 等人^[18]认为当泡沫通过水平安装在泡沫塔中多孔板上的小孔时，由于刮蹭泡沫薄膜会部分擦破。如果这一点是事实的话，那么多孔板下部的泡沫应该有更高的持液率，但是通过直接观察就可以看出截流板下部的泡沫的持液率比不加入截流板时的持液率要低得多。

我们认为经过导流筒 II 的泡沫的持液率的降低是气泡变大导致的结果。需要说明的是即使泡沫分离塔中不加入任何构件，泡沫中的气泡也是一直变大的。但是导流筒 II 上的小孔促进了气泡的聚并，加速了这一过程，所以可以预见当泡沫分离塔中加入这种构件时就能够获得更低的 ε_{out}。而且导流筒的安装位置越高，气泡的聚并就会越剧烈。这是由于干泡沫不如湿泡沫稳定，随着重力排液离泡沫/液层界面越远的泡沫越干，稳定性越差的缘故。但是总体来说泡沫的持液率还是比较低的(图 3)，排液速率的增加对 Q_D 没有明显的影响。

2.4 导流筒 I 对 Q_D 影响作用的预测

Stevenson 从流体动力学角度提出了一种预测泡沫表面和内部气泡聚并的模型^[31]。虽然气泡聚并发生在泡沫最上端表面和主体泡沫相的内部，但是整个泡沫层中液体的流率却是由最上面一层泡沫的气泡大小决定的。

现在假设泡沫塔内上升的动态泡沫由带导流筒 I 的截流板分为了两部分。在安装导流筒的高度处气泡的半径为 0.6 mm。这时可把导流筒看作是其下泡沫的一个出口，根据 Stevenson 的方法就可以计算出通过导流筒之后泡沫中液体的体积流率 Q_f。假设在导流筒 I 处未发生气泡聚并，Q_f 就能够从图 4(Q_f-ε)曲线的顶点中读取出来。

表 1 连续泡沫分离的操作条件

导流筒	初始条件		半连续操作实验结果		导出的连续操作的实验条件		
	H _R /cm	Q _G /cm ³ ·min ⁻¹	ε _{out} (%)	Q _D /cm ³ ·min ⁻¹	Q _{IN} /cm ³ ·min ⁻¹	Q _{OUT} /cm ³ ·min ⁻¹	Q _P /cm ³ ·min ⁻¹
I	0	240	6.87	6.71	40	38.34	6.71
	5		6.61	0.914		38.4	0.914
	10		6.5	0.321		38.43	0.321
	15		6.43	0.125		38.45	0.125
II	0	240	7.07	6.872	40	38.29	6.872
	5		6.63	1.33		38.4	1.33
	10		6.32	0.273		38.47	0.273
	15		6.13	0.135		38.52	0.135

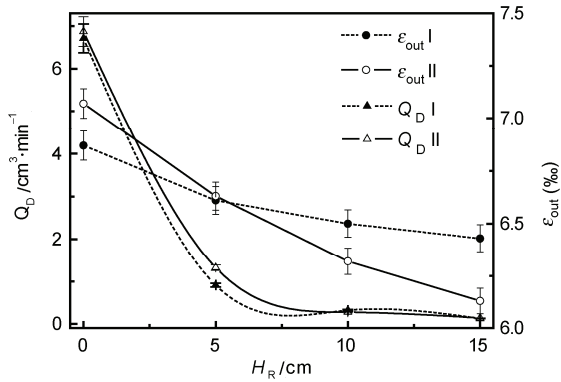


图3 导流筒安装位置对 Q_D 和 ϵ_{out} 的影响

泡沫通过导流筒之后, 泡沫内的气泡继续聚并破裂, 直到最终在塔顶达到平均气泡半径 0.8 mm. 类似地根据 Stevenson 的方法可计算出离开塔的泡沫中液体的体积流率. Stevenson^[31]指出 Q_f 是气泡半径的函数, 随气泡半径的增大而减小. 因而进入导流筒之前的泡沫的液体体积流率和从导流筒流出的泡沫的液体体积流率并不相等, 也就是说前者(对应于半径为 0.6 mm 的气泡)大于后者(对应于半径为 0.8 mm 的气泡), 这样多余的液体就会在截流板上积累. 积累的体积速率可用作图法解出, 如图 4 所示.

假设泡沫最初的气泡半径 r_b 为 0.5 mm, 气泡的聚并发生在整个泡沫层中, 并且在塔顶处得到的泡沫的气泡半径为 0.8 mm. 此时除了塔顶任一高度处的泡沫的持液率均会有所增加, 原因是由于气泡的聚并带来了间隙液的排放. 这一点在 Stevenson^[31]的研究和图 4 中可很清楚地看到. 依据气泡大小的轴向分布特性, 图 4 中的 $\epsilon^0, \epsilon^1, \epsilon^2$ 和 ϵ^{out} 就能够表示出泡沫的轴向持液率变化特性, 因而为了预测 Q_D 随 H_R 的变化函数, 就必须知道气泡大小的轴向分布特性. 这里我们的目的并不是提出预测气泡大小轴向分布特性的模型, 而是预测某种气泡大小分布特性条件下的 Q_D . 为了简单起见, 先假设气泡大小随泡沫层高度线性增长, 持液率的轴向变化特性和 Q_D 的变化特性表示在图 5 中, 近似指数的下降趋势与图 3 中的实验结果相一致. 图中的水平虚线表示的是固定的 Q_f 和 ϵ_{out} .

图 5 中还表示出了与不同气泡大小对应的平衡持液率. 很明显位于泡沫较低部分的持液率随着泡沫层总高度的增加而增大了. 因而有人假设泡沫的初始持液率为一个定值, 与泡沫层高度无关(如 Maruyama 等人^[38]), 来预测 ϵ_{out} 的做法可能会带来一些误差.

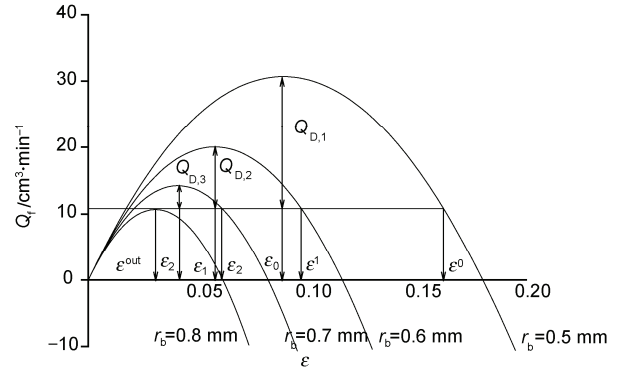


图4 不同气泡半径的平衡液体体积流率
数据来自 Stevenson 的研究^[31, 37]

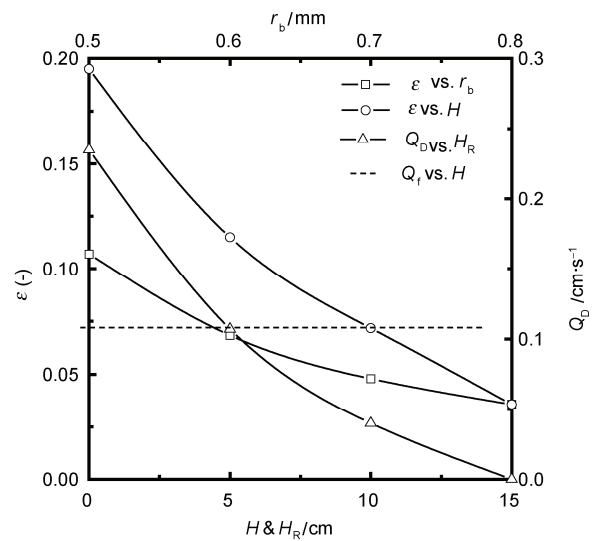


图5 气泡大小、持液率, 液体流率和泡沫层高度的关系, 数据从图 4 中得出

2.5 导流筒 II 对 ϵ_{out} 影响作用的预测

根据前面的实验结果和理论分析可以得出结论: 气泡大小, 尤其是泡沫层顶部的气泡大小是 Q_f 和 ϵ_{out} 的主要决定因素. 通过降低 ϵ_{out} 可以提高目标蛋白质的富集比. 从图 4 中可以看出导流筒 II 的应用明显地降低了 ϵ_{out} . 导流筒 II 的作用机理也可以通过 Stevenson 的理论来解释.

还是考虑上面那个假设. 由于自发的气泡聚并 r_b 从泡沫/液层界面处的 0.5 mm 增加到距离泡沫/液层界面 5 cm 处的 0.6 mm. 然而在这一高度处的泡沫的持液率是要高于完全由 $r_b = 0.6$ mm 的气泡组成的泡沫的持液率的. 在这一高度处加入导流筒 I 能够改变其下整个泡沫层的持液率分布特性, 却不能影

响到其上的泡沫层, 所以它对 ε_{out} 的作用并不明显. 但是导流筒上的小孔却进一步促进了气泡的聚并. 假设当泡沫通过导流筒时有 5% 的气泡破裂了, 在紧挨截流板的上表面气泡的平均半径就会增加到 0.7 mm. 因而在泡沫层顶部的气泡就比未加入这种导流筒时要大, Q_f 和 ε_{out} 就会随之减小(如果还是假设气泡大小线性增大, 则在泡沫/液层界面 15 cm 处气泡半径为 0.9 mm). 因为越干的泡沫越不稳定, 在泡沫层的越高位置安装导流筒 II, 气泡的聚并就会越严重, ε_{out} 下降得就越多, 这可以从图 3 中的实验结果看出来.

需要说明的是气泡的破裂可能对目标物质的回收产生不利的影响. 因此要使导流筒发挥最好的作用, 它的结构和安装位置都需要进行最优化. 在我们的假设中认为气泡大小的轴向分布特性为线性, 并没有具体的实验依据.

2.6 导流筒 II 对 nisin 活性的影响

为了考察这种新型设备对蛋白质变性的影响, 我们对简单泡沫塔和排液经过改进的泡沫塔在相同操作条件下(见表 1, H_R 为 15 cm)进行了对比实验. 结果见表 2. 从中可以看出加入第二种设备的泡沫分离塔较简单泡沫塔回收率有所降低, 不足其 95%. 但是富集比却从 4.25 提高到了 10.3, 高达简单泡沫塔的 2.42 倍. 按照我们之前的分析, 这是由于泡沫结构的

改变, 使泡沫通过该种设备时夹带液体的能力下降, 持液率降低, 富集比提高. 同时, 可以看出 nisin 的失活率只有少量的增加, 从 9.02 到 10.6, 说明该种促进排液的设备确实是作用比较温和, 对 nisin 的生物活性影响不大. 对于本文所使用的泡沫塔 nisin 的最高效价可达 39.6 IU/ μ L. 目前有关泡沫分离 nisin 过程中的变性问题还未有过报道, 本文的实验数据提供了该种促进排液的泡沫分离塔可用于回收和浓缩生物活性物质的初步证据.

3 结论

本文设计了一种由截流板和导流筒组成的促进泡沫排液的设备并将其应用于泡沫分离过程中. 连续泡沫分离 nisin 发酵液的初步实验结果表明该种设备具有增强泡沫排液的能力, 它非常明显地改变了整个泡沫层的持液率特性. 同时 nisin 的收率只是略有下降, 预示了这种方法在回收和浓缩生物活性物质方面的应用前景. 接着, 通过应用近年来的泡沫理论研究成果对该种设备的机理进行了解释, 它的作用主要在对气泡的增大上. 因而在以后的研究中可以将多个这种设备加入到泡沫分离塔中来设计一种多级排液泡沫分离塔. 可以预测这种多级排液泡沫分离塔必将大幅度促进泡沫排液富集目标分子. 但是仍需进一步的优化设计, 比如导流筒的高度, 开孔的大小等.

表 2 简单泡沫塔和排液改进泡沫塔的实验结果对比

	原料液		泡沫液		残留液		富集比 ^{b)} (-)	回收率 ^{c)} (%)	残留率 ^{d)} (%)	失活率 ^{e)} (%)
	体积/L	Nisin 效价 ^{a)} (IU· μ L ⁻¹)	体积/L	Nisin 效价 ^{a)} (IU· μ L ⁻¹)	体积/L	Nisin 效价 ^{a)} (IU· μ L ⁻¹)				
简单泡沫塔	1.96	3.85	0.375	16.4	1.59	0.450	4.25	81.5	9.48	9.02
加入导流筒 II 的泡沫塔	1.96	3.85	0.147	39.6	1.82	0.507	10.3	77.2	12.2	10.6
对比	-	-	0.395	2.42	1.14	1.12	2.42	0.947	1.29	1.18

a) 原料液效价测量的误差在 $\pm 5\%$, 泡沫液效价的测量误差在 $\pm 10\%$; b) 富集比=泡沫液中 nisin 效价/原料液中 nisin 效价; c) 回收率=泡沫液中 nisin 的质量/原料液中 nisin 的质量 $\times 100\%$; d) 残留率=残液中 nisin 的质量/原料液中 nisin 的质量 $\times 100\%$; e) 失活率=1-回收率-残留率

参考文献

- 1 Lemlich R. Adsorptive bubble separation methods. *Ind Eng Chem*, 1968, 60: 16—29
- 2 Wungrattanasopon P, Scamehorn J F, Chavedej S, et al. Use of foam flotation to remove tert-Butylphenol from water. *Sep Sci Technol*, 1996, 31: 1523—1540
- 3 Mathews A, Bishnoi P R, Svrcek W Y. Treatment of oil contaminated waste waters by foam fractionation. *Water Res*, 1979, 13: 385—391
- 4 Maruyama H, Seki H, Suzuki A, et al. Batch foam separation of a soluble protein. *Water Res*, 2007, 41: 710—718
- 5 Aksay S, Mazza G. Optimization of protein recovery by foam separation using response surface methodology. *J Food Eng*, 2007, 79:

598—606

- 6 Linke D, Zorn H, Gerken B, et al. Laccase isolation by foam fractionation—New prospects of an old process. *Enzyme Microb Technol*, 2007, 40: 273—277
- 7 Gerken B M, Nicolai A, Linke D, et al. Effective enrichment and recovery of laccase C using continuous foam fractionation. *Sep Purif Technol*, 2006, 49: 291—294
- 8 Lockwood C E, Bummer P M, Jay M. Purification of proteins using foam fractionation. *Pharm Res*, 1997, 14: 1511—1515
- 9 Kruglyakov P M, Karakashev S I, Nguyen A V, et al. Foam drainage. *Curr. Opin. Colloid Interface Sci*, 2008, 13: 163—170
- 10 Prakash A, Briens C L. Porous gas distributors in bubble columns. Effect of liquid presence on distributor pressure drop. Effect of start-up procedure on distributor performance. *Can J Chem Eng*, 1990, 68: 204—210
- 11 Andou S, Yamagiwa K, Ohkawa A. Effect of gas sparger type on operational characteristics of a bubble column under mechanical foam control. *J Chem Technol Biotechnol*, 1999, 66: 65—71
- 12 Boonyasuwat S, Chavadej S, Malakul P, et al. Anionic and cationic surfactant recovery from water using a multistage foam fractionator. *Chem Eng J*, 2003, 93: 241—252
- 13 Bando Y, Kuze T, Sugimoto T, et al. Development of bubble column for foam separation. *Korean J Chem Eng*, 2000, 17: 597—599
- 14 Ito Y. Method for continuous countercurrent foam separation. 1986
- 15 Darton R C, Supino S, Sweeting K J. Development of a multistaged foam fractionation column. *Chem Eng Process*, 2003, 43: 477—482
- 16 Leonard R A, Blacyk J D. Multistage bubble fractionator. *Ind Eng Chem*, 1978, 17: 358—361
- 17 Morgan G. Single and multistage foam fractionation of rinse water with alkyl ethoxylate surfactants. *Sep Sci Technol*, 2001, 36: 2247—2263
- 18 Kruglyakov P M, Khaskova T N. Adsorption accumulation of proteins and dyes in foams of solutions and waste water. *Colloids Surf Physicochem Eng Aspects*, 2005, 263: 400—404
- 19 Hidenori T, Rie H, Kazuaki Y, et al. Effect of perforated plate on concentration of poly(vinyl alcohol) by foam fractionation with external reflux. *J Chem Eng Jpn*, 2003, 36: 1107—1110
- 20 Linke D, Zorn H, Gerken B, et al. Foam fractionation of exo-lipases from a growing fungus (*Pleurotus sapidus*). *Lipids*, 2005, 40: 323—327
- 21 Maruyama H, Seki H, Suzuki A, et al. Variation of saturated surface density of ovalbumin on bubble surface in continuous foam separation. *J Colloid Interface Sci*, 2006, 299: 416—420
- 22 Koehler S A, Hilgenfeldt S, Stone H A. A generalized view of foam drainage: Experiment and theory. *Langmuir*, 2000, 16: 6327—6341
- 23 Sun Q, Huang J, Wang G. Foam drainage wave coalescing and its energy evolution. *Chinese Sci Bull*, 2008, 53: 3138—3141
- 24 Sun Q, Ge W, Huang J. Influence of gravity on narrow input forced drainage in 2D liquid foams. *Chin Sci Bull*, 2007, 52: 423—427
- 25 Bhakta A, Ruckenstein E. Drainage of a standing foam. *Langmuir*, 1995, 11: 1486—1492
- 26 Carolissen-Mackay V, Arendse G, Hastings J W. Purification of bacteriocins of lactic acid bacteria: Problems and pointers. *Int J Food Microbiol*, 1997, 34: 1—16
- 27 Arnaud S J. Physical chemistry in foam drainage and coarsening. *J Mater Chem*, 2006, 2: 836—849
- 28 Clarkson J R, Cui Z F, Darton R C. Protein denaturation in foam I. Mechanism study. *J Colloid Interface Sci*, 1999, 215: 323—332
- 29 Clarkson J R, Cui Z F, Darton R C. Protein denaturation in foam II. Surface activity and conformational change. *J Colloid Interface Sci*, 1999, 215: 333—338
- 30 Liu Z, Liu Z, Wang D, et al. On the denaturation of enzymes in the process of foam fractionation. *Bioseparation*, 1998, 7: 167—174
- 31 Stevenson P. Hydrodynamic theory of rising foam. *Miner Eng*, 2007, 20: 282—289
- 32 Wu Z, Hu G, Yu G. Isolation of Nisin preparation method. PRC, CN 1743339A, 2006-3-8
- 33 Wu Z, Wang L, Jing Y, et al. Variable volume fed-batch fermentation for nisin production by *Lactococcus lactis* subsp. *lactis* W28. *Appl Biochem Biotechnol*, 2009, 152: 372—382
- 34 Neely B C, Eiamwat J, Du L, et al. Modeling a batch foam fractionation process. *Bio Bratislava*, 2001, 56: 583—589
- 35 Webb S D, Page R C, Jay M, et al. Characterization and validation of the gamma-scintigraphic method for determining liquid holdup in foam. *Appl Radiat Isot*, 2002, 57: 243—255
- 36 Stevenson P, Mantle M D, Hicks J M. NMRI studies of the free drainage of egg white and meringue mixture froths. *Food Hydrocoll*, 2007, 21: 221—229
- 37 Stevenson P, Stevanov C, Jameson G J. Liquid overflow from a column of rising aqueous froth. *Miner Eng*, 2003, 16: 1045—1053
- 38 Maruyama H, Suzuki A, Seki H, et al. Enrichment in axial direction of aqueous foam in continuous foam separation. *Biochem Eng J*, 2006, 30: 253—259