

**ШЛЯХИ ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ІЗ ВИКОРИСТАННЯМ ПОВЕРХНЕВО-АКТИВНИХ РЕЧОВИН (ПАР) ПРИ ЕКСТРАГУВАННІ ГЕПАРИНУ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ**

**Актуальність та мета дослідження.** Підвищення ціни на енергоносії залишається вагомим проблемою для сучасних підприємств різних галузей промисловості. Підприємства з виробництва органопрепаратів гостро відчувають цю проблему. Удосконалення технологічних процесів із застосуванням енергозберігаючих технологій залишається актуальним питанням сьогодення.

Розглянувши технологічну схему виробництва гепарину [1, с. 113–116], бачимо, що це складний багатоступінчастий процес, енерговитратний. Збільшення маси виходу екстракту субстанції гепарину за одиницю часу при стандартних енерговитратах дасть можливість інтенсифікувати процес виробництва гепарину в цілому.

Збільшення виходу цільового компоненту при екстрагуванні можна забезпечити зменшенням середньої товщини приповерхневого ламінарного (Л) шару  $\delta$ , що виникає навколо подрібненої частинки сировини при її турбулентному осадженні, в нашому випадку подрібнених легенів забійних тварин, оскільки в ньому концентрується 98 % всього дифузійного опору системи тверда частинка–потік екстрагента (рис. 1). [2]

Для визначення товщини ламінарного шару необхідними є характеристики коефіцієнта поверхневого натягу, коефіцієнта динамічної в'язкості екстрагента. Ці залежності нами запропоновані раніше [3]. Якщо такі характеристики мінімальні, то і товщина приповерхневого шару також зменшується. Виробництво органопрепаратів проходить з використанням рухомої апаратури, тому велике значення критерію Рейнольдса буде мати позитивний вплив на безпосередній процес екстрагування [4].

Сировиною для отримання гепарину є легені забійних тварин, які є капілярно-пористим матеріалом. В таких випадках концентраційна ситуація на поверхні частинок постійно змінюється [5, с. 63–64], а із зменшенням товщини приповерхневого шару інтенсифікація екстрагування зростає ще більше, як показано на рис. 1.

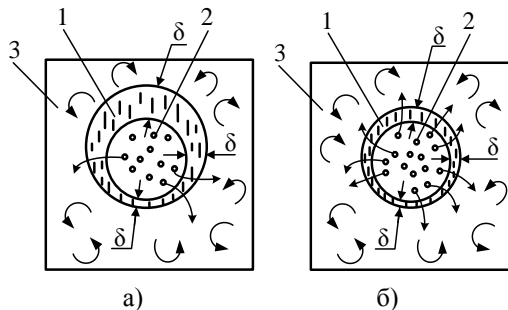


Рисунок 1 – Схема виходу екстракту з частинки сировини через приповерхневий Л шар:  
 а) без ПАР, б) з додаванням ПАР,  
 1 – приповерхневий Л шар, 2 – цільовий компонент (подрібнена частинка сировини),  
 3 – турбулентний потік екстрагента

Гепарин – це ендогенна сполука, яка утворюється в організмі людини і ссавців. Вперше гепарин виділили у 1916 році з печінки (Hepar), звідки і виникла назва. Згодом ця сполука була виявлена в легенях, слизистій оболонці кишківника, м'язах та інших органах. Гепарин зменшує агресію тромбоцитів, підвищує судинну проникність, стимулює кровообіг, має спазмолітичну дію. Застосовують його для профілактики і терапії різних тромбоемболічних захворювань, при лабораторних дослідженнях для запобігання зворотання крові. Існують препарати, в яких гепарин є складовою: гепаринова мазь, фраксипарин, ендоксапарин натрію та інші. Всі ці препарати є антикоагулянтами.

За структурою гепарин неоднорідний і є сумішшю фракцій глікозаміногліканів, які складаються із залишків D-глюкозаміну і D-глюкуронової кислоти з різною довжиною полімерного ланцюга із різною молекулярною масою, яка коливається в діапазоні від 3000 до 40000 [6].

Аналіз формули і дослідження показують, що частина сульфатних груп етерифікуються гідроксилами, проте частина їх зв'язана з аміногрупами глюкозамінних залишків у вигляді сульфатних груп  $\text{NH}_2\text{SO}_3\text{H}$  [7].

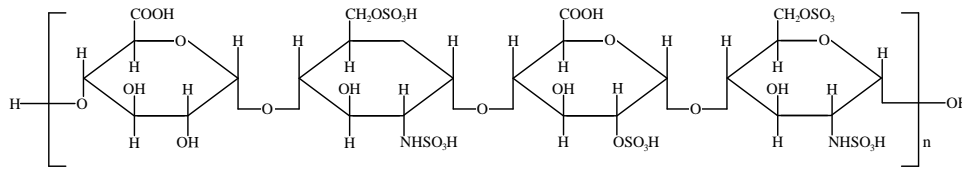


Рисунок 2 – Хімічна формула гепарину

Якщо коефіцієнт поверхневого натягу окремих чистих рідин помітно відрізняється, як наприклад, в сумішах типу спирт-вода, то додавання до води невеликої кількості спирту веде до значного зменшення коефіцієнта поверхневого натягу суміші в цілому [8, с. 23–24].

Аналіз опрацьованої літератури дозволив провести дослідження по зменшенню коефіцієнта поверхневого натягу, коефіцієнта динамічної в'язкості, густини для розчинів екстрагентів з використанням в якості ПАР спиртів із дещо більшою молекулярною масою. Використання таких речовин в якості ПАР базується на відомому правилі Траубе-Дюкло [9]. Нами раніше було запропоновано додавати у промисловий розчин такі спирти [10]:

- пропанол  $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH}$ ;
- бутанол  $\text{CH}_3\text{-(CH}_2\text{)}_3\text{-OH}$ ;
- пропанол+бутанол в рівних масових співвідношеннях.

У табл. 1 показані зміни коефіцієнта поверхневого натягу промислового розчину екстрагента при додаванні різних масових часток запропонованих спиртів. Ці дослідження були проведені поширеним і досить точним методом вимірювання коефіцієнта поверхневого натягу на границі рідина–повітря, рідина–рідина, тобто методом зважування краплі [8 с. 22–23]. Величину коефіцієнта поверхневого натягу розраховували за формулою:  $\sigma = \frac{Q}{2\pi r}$ , де Q – маса краплі, r – радіус піпетки.

Коефіцієнт динамічної в'язкості у промисловому і запропонованому нами розчинах визначали експериментально за допомогою капілярного віскозиметра (прилад Арреніуса).

Коефіцієнт динамічної в'язкості розраховували за формулою:  $\mu = \left( \frac{\pi r g d^4 \tau}{128 V I} \right) \times \left( 1 + \frac{h}{2} \right)$ .

Таблиця 1 – Зміна коефіцієнта поверхневого натягу екстрагента при застосуванні в якості ПАР деяких одноатомних спиртів

№	Кількість доданої ПАР, мл	Коефіцієнт поверхневого натягу $\sigma$ , Н/м		
		пропанол	бутанол	бутанол+пропанол
1	0,1	0,01145	0,00815	0,00900
2	0,2	0,09763	0,00706	0,01075
3	0,3	0,00969	0,00739	0,01088
4	0,4	0,00858	0,00672	0,00646
5	0,5	0,00788	0,00516	0,00575
6	0,6	0,00786	0,01021	0,00677
7	0,7	0,00787	0,00994	0,00892
8	0,8	0,00796	0,01042	0,00935
9	0,9	0,00799	0,01028	0,00963

Проаналізувавши табл. 1 бачимо, що мінімум коефіцієнта поверхневого натягу спостерігається при застосуванні в якості ПАР бутанолу в кількості 0,5 мл на 10 мл розчину екстрагента.

Основні фізичні характеристики промислового розчину (5 %-ний розчин солі у воді) і запропонованого нами з додаванням ПАР є такими:

Характеристики	Промисловий розчин	Запропонований розчин
Густина сировини	$\rho_{\text{ч}} = 664 \text{ кг/м}^3$	$\rho_{\text{ч}} = 664 \text{ кг/м}^3$
Густина розчину (екстрагента)	$\rho_{\text{с}} = 1039 \text{ кг/м}^3$	$\rho_{\text{с}} = 1030 \text{ кг/м}^3$
Коефіцієнт поверхневого натягу	$\sigma = 0,01150 \text{ Н/м}$	$\sigma = 0,00516 \text{ Н/м}$
Коефіцієнт динамічної в'язкості	$\mu = 0,0105 \text{ Па} \cdot \text{с}$	$\mu = 0,00025 \text{ Па} \cdot \text{с}$
Коефіцієнт форми частинки	$\Psi = 0,58$	$\Psi = 0,58$
Гідрофільність частинки	$\cos\theta = 0,88$	$\cos\theta = 0,98$

Середні товщини приповерхневого ламінарного шару із застосуванням промислового і запропонованого нами розчинів розраховували за методикою [10] для частинок із середнім діаметром  $d_c \approx 1$  мм.

Середня товщина приповерхневого шару при екстрагуванні промисловим розчином:

$$1.1. \text{ Критерій Архімеда: } Ar = \frac{g \times d^3 (\rho_c - \rho_q) \rho_c}{\mu^2} = \frac{9,8 \times (1 \times 10^{-3})^3 (1039 - 664) 1039}{0,0105^2} = 3463.$$

$$1.2. \text{ Фактор роздільної здатності при виробництві гепарину: } K_{\mu} = \frac{\omega^2 \times D}{2 \times g} = 0,1836.$$

$$1.3. \text{ Модифікований критерій Архімеда: } Ar_m = Ar \times K_{\mu} = 635,8.$$

1.4. Коефіцієнт турбулізації приповерхневого шару:

$$K_{r(n)}^{\mu} = \frac{0,152(\psi \times Ar_m)^{0,715}}{2} = \frac{0,152(0,58 \times 635,8)^{0,715}}{2} = 5,2.$$

1.5. Середня товщина приповерхневого ламінарного шару:

$$\delta = \frac{\sqrt{\frac{9,42 \times \cos \theta \times \sigma}{g(\rho_c - \rho_q)}}}{K_{r(n)}^{\mu}} = \frac{\sqrt{\frac{9,42 \times 0,88 \times 0,01150}{9,8(1039 - 664)}}}{5,2} = 9,7 \times 10^{-3} \text{ м.}$$

Середнє значення товщини приповерхневого Л шару при використанні в якості екстрагента запропонованого нами розчину:

$$2.1. \text{ Значення критерію Архімеда: } Ar = \frac{9,8 \times (1 \times 10^{-3})^3 (1030 - 664) \times 1030}{0,00025^2} = 59110.$$

2.2. Фактор роздільної здатності екстрактора при виробництві гепарину по пункту 1.2:

2.3. Модифікований критерій Архімеда знаходимо по пункту 1.3:  $Ar_m = 10852$

2.4. Коефіцієнт турбулізації приповерхневого Л шару по пункту 1.4:  $K_{r(n)}^{\mu} = 39,54$

2.5. Середня товщина приповерхневого Л шару:

$$\delta = \frac{\sqrt{\frac{9,42 \times 0,88 \times 0,00516}{9,8(1030 - 664)}}}{39,54} = 0,87 \times 10^{-3} \text{ м.}$$

Порівнявши товщини приповерхневих Л шарів маємо:

$$\frac{\delta_6}{\delta_3} = \frac{9,7}{0,87} \approx 11 \text{ разів кращі екстрагуючі властивості.}$$

Застосування бутанолу в якості ПАР у промисловому розчині дозволить інтенсифікувати виробництво гепарину.

Важливим кроком виробництва гепарину є екстрагування його субстанції з подрібненої сировини (легенів забійних тварин). Цей процес потребує досить великих енерговитрат, тому що екстрагування проводиться при постійному перемішуванні. Для зменшення потужності перемішувачів можна провести екстрагування в умовах псевдозрідженого шару [11].

Розглянувши цей процес детальніше із врахуванням фізико-хімічних властивостей розчинника і сировини, а також гідродинамічних можливостей ємнісної апаратури [12], було запропоновано проводити процес в режимі псевдозрідження. Переваги запропонованого методу пояснюють тим, що в режимі псевдозрідження частинки легенів перебувають у невагомому стані і доступ екстрагента до них є кращим.

Для проведення екстрагування даним способом в екстракторі, в тому місці, де циліндрична частина екстрактора переходить в конічну, було закріплено решітку з отворами – 1мм, а розчин екстрагенту подавали з помпи під решітку в нижню частину екстрактора з робочим тиском  $p_p = \Delta p + \rho \times g \times h$ , де  $\Delta p$  – спад напору екстрактора при проходженні через псевдозріджений шар, Па;  $\rho \times g \times h$  – тиск стовпа суміші висотою  $h$ , густиною  $\rho$ ;  $g$  – прискорення вільного падіння.

Процес екстрагування при перемішуванні (пункти 1–3 аналогічні до попередніх).

1. Критерій Архімеда за формулою 1:  $Ar = 3463$

2. Фактор роздільної здатності екстрактора при виробництві гепарину за формулою 2:  $K_{\mu} = 0,1836$

3. Модифікований критерій Архімеда за формулою 3:  $Ar_m = 10852$

4. Модифікований критерій Рейнольдса при перемішуванні:

$$Re_m = \frac{\omega \times D^2 \times S \times \rho}{\mu} = \frac{3 \times 0,4^2 \times 1039}{0,00105} = 474971.$$

5. Критерій Ейлера при перемішуванні визначаємо з графіків залежності для мішалки [13]:  
 $Eu_m = \frac{N_T}{\rho_p \times \omega^3 \times D^5} \approx 0,7$ , де  $Eu_m$  – критерій Ейлера при перемішуванні,  $N_T$  – потужність, споживана мішалкою, Вт [13];  $N_T = Eu_m \times \rho_p \times \omega^3 \times D^5 = 0,7 \times 1039 \times 3^3 \times 0,4^5 = 201$  Вт,  $\omega$  – кутова швидкість обертання мішалки  $c^{-1}$  [12, с. 293-295].

Розрахуємо технологічний процес при створенні псевдозрідженого стану подрібнених легенів забійних тварин згідно із запропонованим способом:

1. Спад напору у псевдозрідженому шарі:  $\Delta P = g(\rho_T - \rho_p) \times (l - \varepsilon)$  [9], де  $g$  – прискорення вільного падіння,  $m/c^2$ ,  $\rho_T$ ,  $\rho_p$  – густина твердих частинок сировини і рідини відповідно  $kg/m^2$ ,  $\varepsilon$  – частка пустот у псевдозрідженому шарі,  $l$  – висота шару в стані псевдо зрідження при заданому значенні  $\varepsilon$ , м.

Для ефективної дифузії у псевдозрідженому шарі при значенні критерію Архімеда  $Ar = 3463$ ;  $\varepsilon \approx 0,7$  (по пункту 1)  $\Delta P = 9,8 \times (1039 - 664) \times (1 - 0,7) \times 0,4 = 441$  Па

2. Середня густина подрібнених легенів і розчину

$$\rho_c = \frac{100}{\frac{x_T}{\rho_T} + \frac{100 - x_T}{\rho_p}} = \frac{100}{\frac{50}{664} + \frac{100 - 50}{1039}} = 813 \text{ кг/м}^3$$

3. Робочий тиск подачі розчину в екстрактор:  $P_p = \Delta P + \rho_p g h = 6441 + 373 = 6814$  Па

4. Площа дзеркала суміші в екстракторі:  $S = \frac{\pi \times D_1^2}{4} = \frac{3,14 \times 1,2^2}{4} = 1,13 \text{ м}^2$ ,  $D_1$  – діаметр днища екстрактора, м [1, с. 113–116].

5. Сила тиску подачі розчину в екстрактор:  $F = S \times P_p = 1,13 \times 6814 = 7699$  Н

6. Робоче значення критерію Рейнольдса в екстракторі [13]:

$$Re_p = \frac{Ar \times \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \times \varepsilon^{4,75}}} = \frac{3463 \times 0,7^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{3463 \times 0,7^{4,75}}} = 2,33$$

7. Швидкість подачі розчинника:  $V = \frac{Re_p \times \mu}{d \times P_p} = \frac{2,33 \times 0,00105}{1 \times 10^{-3} \times 1039} = 0,0203 \text{ м/с}$

8. Споживана потужність екстрактора:  $N_T = FV = 7699 \cdot 0,023 = 177$  Вт

Порівнявши, споживану потужність екстрактора при використанні мішалки  $N_T$  (в пункті 5) і  $N_T$  споживану потужність при проведенні екстрагування у псевдозрідженому стані (в пункті 8) маємо:  $N_T(\text{пер})/N_T(\text{псев}) = 201/177 = 1,13$ . Як бачимо це кращий результат на користь способу екстрагування гепарину в умовах псевдозрідженого стану.

Екстрагування в умовах псевдозрідженого шару можна забезпечити при використанні відцентрового екстрактора [4]. Важливим параметром при застосуванні цього апарату є кутова швидкість обертання мацератійного бака екстрактора. В даному випадку це параметр оптимізації.

Розрахуємо оптимальну кутову швидкість обертання барабана відцентрового екстрактора при використанні промислового і запропонованого нами розчинів за методикою [14].

1. Критерій оптимізації при відцентровому екстрагуванні:

$$B_{ц} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \times \cos \theta)^3 \times \rho_c^2}{\mu^4 \omega^2 r(\rho_c - \rho_s)}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,01150 \times 0,77)^3 \times 1039^2}{0,00105^4 \omega^2 0,2(1039 - 664)}} = \frac{137}{\omega^{0,33}}$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса:  $Re_{\text{опт}} = 2B_{ц} = \frac{275}{\omega^{0,33}}$

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$A_{\text{м}} = \frac{\omega^2 \times r \times d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \times \rho_{\text{с}}}{\mu^2} = \frac{\omega^2 \times 0,2 \times (10^{-3})^3 (1039 - 664) \times 1039}{0,00105^2} = 7,06\omega^2$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса:

$$Re_n = 0,152(\psi A_{\text{м}})^{0,715} = 0,152(0,58 \times 7,06\omega^2)^{0,715} = 4,16\omega^{1,43}$$

5. Оптимальна кутова швидкість обертання барабана відцентрового екстрактора:

$$4,16\omega^{1,43} = \frac{275}{\omega^{0,33}}, \omega = 10,8\text{с}^{-1}$$

Оптимальна кутова швидкість обертання барабана відцентрового екстрактора із застосуванням запропонованого нами розчину з додаванням ПАР.

1. Критерій оптимізації при відцентровому екстрагуванні:

$$B_{\text{ц}} = 3,076 \sqrt{\frac{(\sigma \times \cos\theta)^3 \times \rho_{\text{с}}^2}{\mu^4 \omega^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}} = 3,076 \sqrt{\frac{(0,0561 \times 0,88)^3 \times 1030^2}{0,00025^4 \omega^2 \times 0,2(1030 - 664)}} = \frac{256}{\omega^{0,33}}$$

2. Оптимальне значення критерію Рейнольдса:  $Re_{\text{опт}} = 2B_{\text{ц}} = \frac{512}{\omega^{0,33}}$

3. Модифікований критерій Архімеда:

$$A_{\text{м}} = \frac{\omega^2 \times r \times d^3 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \times \rho_{\text{с}}}{\mu^2} = \frac{\omega^2 \times 0,2 \times (10^{-3})^3 (1030 - 664) \times 664}{0,00025^2} = 1206\omega^2$$

4. Робоче значення критерію Рейнольдса для турбулентного (Т) режиму:  $Re_n = 0,152(\psi A_{\text{м}})^{0,715} = 0,152(0,58 \times 1206\omega^2)^{0,715} = 16,76\omega^{1,43}$

5. Оптимальна кутова швидкість обертання барабана відцентрового екстрактора:

$$16,76\omega^{1,43} = \frac{512}{\omega^{0,33}}, \omega = 7,05\text{с}^{-1}$$

Порівняємо маси екстрактів, які виходять із подрібненої сировини при використанні базового та запропонованого екстрагентів за раніше виведеною формулою [14]. Робочі значення критеріїв Рейнольдса знайдемо за формулою викладеною вище:  $Re_6 = 4,16 \times \omega^{1,43} = 4,16 \times 10,8^{1,43} = 124$ ,  $Re_3 = 16,76 \times \omega^{1,43} = 16,76 \times 7,05^{1,43} = 273$

$$\frac{M_3}{M_6} = \frac{Re_3}{Re_6} \left( \frac{Re_3}{Re_6} \times 0,66 \right)^{0,66} = \frac{273}{124} \left( \frac{273}{124} \times 0,66 \right)^{0,66} \approx 2,79 \text{ рази.}$$

Як бачимо за розрахунком, екстрагуючі властивості кращі у 2,79 рази на користь запропонованого способу.

Проведені нами дослідження і наведені вище розрахунки підтверджують, що застосування у промисловому розчині ПАР при виробництві гепарину інтенсифікує технологічний процес.

### **Висновки**

1. Для виробництва гепарину нами запропоновано додавати в базовий розчин екстрагенту в якості ПАР бутанол – на 1 л промислового розчину (5 % розчин кухонної солі) додатково вносимо 5 мл 86 % бутанолу.

2. При застосуванні цього розчину зменшується середня товщина приповерхневого ламінарного шару навколо частинки подрібненої сировини, а також оптимальна кутова швидкість обертання барабана відцентрового екстрактора, що значною мірою інтенсифікує технологічний процес та робить його більш енергоефективним.

### **Література**

1. Гуров В.А. Справочник по производству органолептических/ Гуров В.А., Иноземцева М.А., Земеховский А.В. – М: Пищевая промышленность, 1970. – 209 с.
2. Білонога Ю.Л. Про техніко-економічну доцільність використання псевдо зрідженого шару при виробництві інсуліну/ Білонога Ю.Л., Ціж Б.Р., Білонога Д.М., Варивода Ю.Ю. //Науковий вісник ЛАВМ імені С.З. Гжицького. – 2002. –Т.4, №1. – С.156–159.

3. Білонога Ю.Л. Про доцільність розгляду гідромеханічних процесів з урахуванням сили приповерхневого натягу на границі контакту тверде тіло-рідина /Ю.Л. Білонога // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2006. – №2. – С. 56–64.
4. Білонога Ю.Л. Оптимізація параметрів екстрагування у псевдозрідженому шарі при виробництві органопрепаратів /Кравців Р.Й // Наукові праці ОНАХТ. – 2006. – №28. – С.174–181.
5. Аксельруд Г.А. Экстрагирование. Система твердое тело-жидкость. /Г. Аксельруд, В.Я. Лысянский. – Ленинградское отделение: Химия, 1974. – 465 с.
6. Машковский М.Д. Лекарственные средства. – Т. 1. – Москва: Новая волна, Издатель Дидов С.Д., – 2001. – 501 с.
7. Степаненко Б.Н. Химия и биохимия углеводов (полисахаридов) /Степаненко Б.Н. – Москва: Высшая школа, 1978. – 205 с.
8. Адамсон А. Физическая химия поверхностей. – М. : Мир. –1979. –568с.
9. Липатов С.М. Физико-химия коллоидов / Липатов С.М. – Государственное научно-техническое издательство химической литературы, 1948. – 298 с.
10. Білонога Ю.Л. Спосіб інтенсифікації процесу екстрагування хонсуриду із застосуванням поверхнево-активних речовин / Ю.Л. Білонога, Б.Р. Ціж, Ю.Ю. Варивода, У.Р. Драчук // Науковий вісник ЛНУВМ та БТ імені С.З. Гжицького. – 2008. – Т.10. №2. (37). – С.14–18.
11. Білонога Ю.Л. Деякі аспекти енергозбереження при виробництві інсуліну /Білонога Ю.Л., Білонога Д.М., Варивода Ю.Ю. // Науковий вісник ЛДАВМ імені С.З. Гжицького. – 2001. – Т.3. №4. Випуск 3. – С. 217–220
12. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевых производств / Г. Кавецкий, А.Королев. – М.: Агропромиздат. – 1991. – 431с.
13. Боруля В.А. Ганжа В.Л., Ковенский Н.Н. Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном слое под давлением. / Боруля В.А., Ганжа В.Л., Ковенский Н.Н. –Минск: – Наука и техника, –1982.– 203 с.
14. Білонога Ю.Л. Інтенсифікація та оптимізація тепломасообмінних процесів при виробництві органопрепаратів і переробці вторинної сировини м'ясокомбінатів: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня доктор техн. наук: спец. 05.18.12 «Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв» / Ю.Л. Білонога. – Одеса, 2006. – 36, [14–18]с.

УДК 664.661.12.021.3

Білонога Ю.Л., Драчук У.Р.

#### **ПУТИ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ПОВЕРХНОСТНО-АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ (ПАВ) ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ ГЕПАРИНА В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ**

При производстве гепарина предложено проводить процесс непосредственного экстрагирования в псевдооживленном слое. Интенсифицировать этот технологический процесс можно введением в промышленный раствор ПАВ, 5 мл 86 % бутанола на 1 л раствора, что делает его более рентабельным. Использование предложенного раствора уменьшает среднюю толщину приповерхностного ламинарного слоя вокруг измельченной частицы сырья, а также дает возможность уменьшить оптимальную угловую скорость вращения барабана центробежного экстрактора. Уменьшение этих параметров способствует интенсификации технологического процесса, а также повышает его энергоэффективность.

Bilonoha Y.L., Drachuk U.R

#### **THE WAYS OF ENERGY SAVING WITH THE USING OF SURFACE-ACTIVE SUBSTANCES (SAS) DURING EXTRACTION OF GEPARIN IN PSEUDOLIQUIFIED LAYER**

During production of heparin it was proposed to carry out the process of indirect extraction in pseudoliqified layer. To intensify technological process and make it profitable one should add to the solution of SAS 5ml of 56% alcohol butanol per 1 l of solution. Usage of such solution makes the surface laminar layer around little parts of material not so thick and also gives possibility to reduce the optimum speed of cylinder rotation of centripetal extractor. Reduction of these parameters gives a lot to the intensification of technological process and also increases its power effectiveness.