УДК 615.322 : 615.451.16 : 661.91-404

Д.В. Дем'яненко

# Дослідження динаміки процесу екстракції ліпофільного комплексу із суцвіть *Tilia cordata*

*Національний фармацевтичний університет, м. Харків*

***Ключові слова:*** *екстракція, суцвіття липи, зріджені гази, фреон, аміак.*

***Ключевые слова:*** *экстракция, соцветия липы, сжиженные газы, фреон, аммиак.*

***Key words:*** *extraction, lime flowers, condensed gases, freon, ammonia.*

**Д**осліджено поетапну динаміку екстракції ліпофільного комплексу із суцвіть липи серцевидної зрідженим фреоном-22 та його сумішами з 0,2% і 1,0% рідкого аміаку. Встановлено, що максимальний сумарний вихід ліпофільних речовин з сировини 2007 та 2008 років заготівлі становив 1,66% та 2,78% відповідно. Підвищення температури, ступеня подрібненості сировини і тривалості стадії перколяції позитивно впливали на ефективність процесу. Найбільш доцільним виявилась екстракція з перемішуванням рідкої фази. Встановлено оптимальні параметри режиму екстракції ліпофільного комплексу з суцвіть липи: екстрагент – фреон-22, ступінь подрібнення сировини – 0,5–1,0 мм, співвідношення сировина-екстрагент – 1:7,5; температура в одному реакторі – +32°С, в іншому – +42°С; тривалість мацерації – 60 хв, тривалість зливу (або перколяції) – 50 хв, тривалість циклу перемішування – 5 хв, загальна кількість циклів перемішування – 22, кількість етапів екстракції – 2.

**И**сследована поэтапная динамика экстракции липофильного комплекса из соцветий липы сердцевидной сжиженным фреоном-22, а также его смесями с 0,2% и 1,0% жидкого аммиака. Установлено, что максимальный суммарный выход липофильных веществ из сырья 2007 и 2008 гг. заготовки составлял 1,66% и 2,78% соответственно. Повышение температуры, степени измельченности сырья и длительности стадии перколирования положительно влияли на эффективность процесса. Наиболее целесообразной оказалась экстракция с перемешиванием жидкой фазы. Определены оптимальные параметры режима экстракции липофильного комплекса из соцветий липы: экстрагент – фреон-22, степень измельчения сырья – 0,5–1,0 мм, соотношение сырье-экстрагент – 1:7,5; температура в одном реакторе – +32°С, в другом – +42°С; длительность мацерации – 60 мин, длительность слива (или перколирования) – 50 мин, длительность цикла перемешивания – 5 мин, общее количество циклов перемешивания – 22, количество этапов экстракции – 2.

**S**tep-by-step dynamics of extraction of lipophilic complex from linden inflorescences with condensed freon-22 and also its mixes with 0,2% and 1,0% of liquid ammonia has been studied. It has been established, that maximum total yield of lipophilic substances from the raw material cropped in 2007 and 2008 was 1,66% and 2,78% respectively. Increase in temperature, reduction ratio of raw material and duration of the percolation stage positively influenced overall process efficiency. Extraction with agitating of fluid phase appeared to be the most rational. Optimal parameters for extraction mode of lipophilic compounds from linden inflorescences have been determined: reduction ratio of raw material – 0,5–1,0 mm, raw material : solvent ratio – 1:7,5; temperature within the reactor – +32°C, temperature within another one – +42°C; maceration duration – 60 minutes, percolation duration – 50 minutes, duration of agitation cycle – 5 minutes, overall quantity of agitation cycles – 22, quantity of extraction stages – 2.

Нині одним із найпоширеніших методів інтенсифікації екстракції є використання зріджених газів. Вперше їх почали використовувати як розчинники на початку 1930-х рр. в колишньому СРСР, а з 1960-х рр. – в харчовій галузі в промисловому масштабі (м. Краснодар). Найбільш дослідженим екстрагентом був зріджений двоокис вуглецю $CO_2$, рідше застосовували пропан і бутан. Витягувані речовини мали переважно гідрофобний характер: жирні, ефірні олії, каротиноїди, стерини, токофероли і терпеноїди [2,4]. На сьогодні рідкий $CO_2$ залишається найпопулярнішим екстрагентом в Росії та за кордоном.

В Україні, починаючи з 1980-х рр., проводили експериментальні дослідження із застосування фторпохідних вуглеводнів (фреонів) як екстрагентів для лікарської рослинної сировини (ЛРС). Встановлено, що деякі марки фреонів (наприклад, хладон-22) завдяки більшій полярності витягують ширший спектр біологічно активних речовин (БАР), ніж рідкий $CO_2$: ефірні та жирні олії, жиророзчинні вітаміни, кумарини, каротиноїди, складні фенолоспирти, вальтрати, іридоїди, деякі алкалоїди і флавоноїди. Крім того, окремі фреони (наприклад, С318) мають дуже високу селективність, дозволяючи екстрагувати ефірні олії без супутніх жирних [2].

Авторами [3,5,7] була показана можливість отримання ліпофільних комплексів з коріння валеріани, насіння розторопші та плодів шипшини кращої якості, ніж традиційними методами, при цьому тривалість технологічного процесу складала 2–3 години, а ступінь виснаження сировини сягав 98%. Крім того, екстракція фреонами в певних модифікаціях дозволяла отримувати навіть речовини середньої полярності [3].



© Д.В. Дем'яненко, 2011

Найважливішими перевагами усіх зріджених газів є низькі значення в'язкості та поверхневого натягу, можливість регулювання тиску, що сприяє швидкому проникненню екстрагенту в рослинні клітини і значно прискорює внутрішню дифузію; низька температура кипіння розчинника, що дозволяє повністю видаляти його з екстракту навіть при кімнатній температурі, зберігаючи термолабільні й ароматичні речовини; висока селективність зріджених газів і, відповідно, чистота екстрактів; проведення процесу в замкнутому циклі без доступу повітря, що практично виключає втрату екстрагенту й окислення БАР. Додатковою перевагою фреонів є порівняно невисокий тиск насиченої пари (5–15 атм), хімічна інертність і пожежобезпечність [1,2].

На жаль, нині кількість наукових досліджень з екстракції ЛРС фреонами є дуже обмеженою. Існують лише поодинокі закордонні патенти щодо апаратури та способів екстракції рослин фторвуглеводнями [13,14], однак промислового масштабу подібні технології ще не набули. Це можна пояснити необґрунтованим ставленням до фреонів, як головних чинників руйнування озонового шару атмосфери. Проте, багато науковців спростовують цю теорію, крім того, зараз виробляється величезний асортимент озонобезпечних фреонів, багато з яких є майже ідеальними екстрагентами для фітохімії [1].

Актуальною науковою проблемою є дослідження процесів екстракції різних видів ЛРС зрідженими фреонами, оскільки механізми й кінетика масопереносу БАР можуть значно відрізнятись від таких, що відбуваються при використанні традиційних методів екстрагування, внаслідок фазових перетворювань рідина-газ, коливань тиску, густини екстрагенту тощо.

Як відомо, класичні теорії описують процеси дифузії БАР рослинної природи механізмами, що характеризуються кінетикою першого порядку, тобто швидкість масопереносу при незмінній площі поверхні прямо пропорційна градієнту концентрації [6,10,15]:

$$\frac{dC}{dt} = k \bullet \Delta C \qquad (1)$$

Відповідно, залежність концентрації екстрактивних речовин від часу, побудована в напівлогарифмічних координатах $lg\ C = f(t)$, є лінійною.

Так, наприклад, автори [10,12] встановили, що екстрагування водорозчинних сполук з деяких видів ЛРС, у тому числі з липи, проходить за вказаною кінетикою подібно до адсорбції в зворотному напрямку, і запропонували замінити термін «екстракція» на «десорбцію».

Водночас дослідження [8,9] свідчать про складніші процеси, що відбуваються при екстракції БАР із заболоні липи: зміни внутрішньої структури рослинної сировини, взаємодії різних класів сполук між собою, а також з розчинником, хемосорбція тощо. Як наслідок, масоперенос описується кінетикою другого порядку або моделлю Еловіча, а залежність концентрації екстрактивних речовин $C$ від часу $t$ виражається рівняннями (2) або (3) відповідно:

$$\frac{t}{C} = \frac{t}{C_s} + \frac{t}{k \bullet C_s^2}\ , \qquad (2)$$

де $C_s$ – рівноважна концентрація, $k$ – константа.

$$C = \frac{1}{\beta} \bullet In(\alpha\ \beta) + \frac{1}{\beta}\ In(t)\ \ , \qquad (3)$$

де $\alpha$, $\beta$ – константи.

Враховуючи, що заболонь липи і суцвіття містять схожі класи сполук (ефірні олії, поліфеноли, таніни, органічні кислоти) [11], можна припустити, що екстракція зазначених БАР із суцвіть також відбуватиметься за комплексними механізмами, вивчення яких є необхідним для обґрунтування тривалості технологічного процесу та кількості контактів фаз (етапів екстракції).

У роботі [3], присвяченій дослідженню динаміки вивільнення суми алкалоїдів з коренів барбарису, показано, що кінетичні криві екстракції зазначених БАР $C=f(t)$ при повільній перколяції (2–5 мл/хв) значно відрізняються від класичного експоненціального виду, але при підвищенні швидкості подачі зрідженого газу до 10 мл/хв процес набуває кінетики першого порядку.

Отже, фізико-хімічні явища, що відбуваються під час екстракції, є досить складними та неоднозначними, залежать від багатьох факторів, тому для кожного виду ЛРС і застосованого екстрагента необхідно експериментально обґрунтовувати параметри технологічного режиму.

**Мета роботи**

Дослідження поетапної динаміки екстракції ліпофільного комплексу із суцвіть липи серцевидної зрідженими газами.

**Матеріали і методи дослідження**

Вихідною сировиною були суцвіття липи серцевидної, зібрані в Рівненській області у 2007 р. і подрібнені до розмірів часток 0,5–1,0 мм (зразок 1) та 1,0–2,0 мм (зразок 2), а також об'єднана фракція вказаної ЛРС 2008 р. заготівлі зі ступенем подрібненості 0,5–2,0 мм (зразок 3). Крім того, використовували шрот (зразок 4), одержаний після екстракції зразка 3 зрідженим тетрафторетаном (фреоном-134) при температурі 40°С та співвідношенні сировина-екстрагент 1:8 протягом 165 хвилин.

Вологість зазначених зразків – у межах 8,3–9,1%. Наважки, що завантажували в реактор(и), становили 150–220 г.

Експерименти здійснювалися на розробленій нами дослідній установці, що забезпечує екстракцію у замкнутому циклі.

Як екстрагент застосовували зріджений дифторхлорметан (фреон-22), екстрагування окремих наважок зразка 3 проводили також з додаванням 0,2% та 1% рідкого аміаку відносно маси завантаженого фреону-22 (зразки 3А і 3Б відповідно).

*Таблиця 1*

**Виходи екстрактивних речовин та ефективність етапів екстракції, здійснюваних у класичному технологічному режимі**

| № зразка | № етапу | Параметри технологічного режиму | | | | | | Загальне співвідношення с:е | Вихід ЕР, Х, % | % виходу від загального | Ефективність етапу, $E_п$,% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | стадія мацерації | | | стадія перколяції | | | | | | |
| | | температура, °С | співвідношення с:е* | тривалість, хв | температура, °С | співвідношення с:е | тривалість, хв | | | | |
| 1 | 1 | 30 | 1:4 | 180 | 30 | 1:3,3 | 30 | 1:7,3 | 0,87 | 52,29 | 52,3 |
| | 2 | 17 | 1:6 | 1080 | 20 | 1:1,3 | 30 | 1:7,3 | 0,47 | 28,33 | 59,4 |
| | 3 | 35 | 1:6 | 180 | 35 | 1:1,3 | 30 | 1:7,3 | 0,28 | 17,09 | 88,2 |
| | 4 | - | - | - | 17 | 1:6 | 60 | 1:6 | 0,04 | 2,29 | - |
| Разом: | | | | | | | | 1:28 | 1,66 | 100 | |
| 2 | 1 | 35 | 1:6 | 120 | 35 | 1:6 | 60 | 1:12 | 0,82 | 58,72 | 58,7 |
| | 2 | 35 | 1:6 | 120 | 35 | 1:6 | 40 | 1:12 | 0,28 | 19,94 | 48,3 |
| | 3 | 35 | 1:6 | 420 | 25 | 1:6 | 60 | 1:12 | 0,24 | 17,17 | 80,5 |
| | 4 | 35 | 1:6 | 420 | 25 | 1:6 | 60 | 1:12 | 0,06 | 4,17 | - |
| Разом: | | | | | | | | 1:48 | 1,39 | 100 | |
| 3 | 1 | 35 | 1:3 | 180 | 30 | 1:10,5 | 75 | 1:13,5 | 1,31 | 55,92 | 55,9 |
| | 2 | 35 | 1:4 | 105 | 40 | 1:9,2 | 75 | 1:13,2 | 0,55 | 23,55 | 53,4 |
| | 3 | 40 | 1:4 | 165 | 35 | 1:10 | 90 | 1:14 | 0,40 | 16,93 | 82,4 |
| | 4 | 35 | 1:4 | 105 | 40 | 1:6,5 | 45 | 1:10,5 | 0,08 | 3,60 | - |
| Разом: | | | | | | | | 1:51,2 | 2,35 | 100 | |
| 3А | 1 | 40 | 1:3,6 | 90 | 45 | 1:7,7 | 90 | 1:11,3 | 0,72 | 83,94 | 83,9 |
| | 2 | 40 | 1:3,6 | 30 | 45 | 1:7,7 | 80 | 1:11,3 | 0,07 | 8,49 | 52,9 |
| | 3 | 40 | 1:3,6 | 90 | 40 | 1:7,3 | 90 | 1:10,9 | 0,05 | 5,82 | 76,9 |
| | 4 | 40 | 1:3,2 | 180 | 40 | 1:7,7 | 90 | 1:10,9 | 0,01 | 1,75 | - |
| Разом: | | | | | | | | 1:44,4 | 0,85 | 100 | |
| 3Б | 1 | 40 | 1:6,7 | 90 | 40 | 1:6,7 | 60 | 1:13,4 | 1,01 | 60,91 | 60,9 |
| | 2 | 40 | 1:5,3 | 75 | 40 | 1:6,7 | 75 | 1:12 | 0,56 | 33,77 | 86,4 |
| | 3 | 40 | 1:6,7 | 120 | 40 | 1:6 | 60 | 1:12,7 | 0,09 | 5,31 | |
| Разом: | | | | | | | | 1:38,1 | 1,66 | 100 | |
| 4 | 1 | 42 | 1:6 | 180 | 40 | 1:12 | 60 | 1:18 | 1,95 | 73,24 | 73,2 |
| | 2 | 40 | 1:6 | 180 | 40 | 1:11 | 90 | 1:17 | 0,50 | 18,97 | 70,9 |
| | 3 | 40 | 1:6 | 180 | 40 | 1:11 | 90 | 1:17 | 0,21 | 7,79 | |
| Разом: | | | | | | | | 1:52 | 2,66 | 100 | |

*Примітка:* * – сировина-екстрагент.

Технологічний процес складався зі статичної мацерації тривалістю від 0,5 до 18 годин за температури 17–42°С та співвідношеннях сировина-екстрагент 1:3,2–1:6,7 з наступною перколяцією при температурах 17–45°С та співвідношеннях сировина-екстрагент 1:1,3–1:12 протягом 30–90 хв (*табл. 1*).

З метою інтенсифікації мацерацію наважки зразка 3 масою 200 г (зразок 3В) здійснювали в 2 реакторах з оболонками при постійному перемішуванні рідкої фази, яке досягалося за рахунок того, що поперемінно кожні 5–10 хвилин в оболонки подавали воду з різною температурою, створюючи градієнт тиску та густини екстрагенту в реакторах. В аналогічних умовах проводили перколяцію або злив. Режими динамічної екстракції наведено в *таблиці 2*.

Після закінчення кожного етапу екстракції відганяли залишковий розчинник, отримані витяги видаляли з сепаратора, промивали його ацетоном, об'єднували змиви з екстрактами та висушували до постійної ваги у вакуум-сушильній шафі при 40ºС, а потім в ексикаторі над оксидом фосфору (V).

Вихід екстрактивних речовин (ЕР) *X,%* у перерахунку на абсолютно суху вихідну сировину розраховували за формулою:

$$X,\% = \frac{m_e \cdot 100}{m_H \cdot (100-W)} \cdot 100 \quad , \qquad (4)$$

де $m_e$ – маса одержаних ЕР, г;

$m_н$ – маса наважки рослинної сировини, завантаженої в реактор(и), г;

$W$ – вологість досліджуваної наважки сировини, %.

*Таблиця 2*

**Виходи екстрактивних речовин та ефективність етапів екстракції при застосуванні перемішування**

| № етапу | Стадія* | Параметри технологічного режиму | | | | | | | | Вихід ЕР, Х, % | % виходу від загального | Ефективність етапу, $E_n$, % |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Температура в реакторі, °С** | | Тривалість, хв | | Кількість циклів перемішування | Загальна тривалість етапу, хв | Співвідношення с:е | Загальне співвідношення с:е | | | |
| | | в одному | в іншому | статичного періоду | циклу перемішування | | | | | | | |
| 1 | М | 40/30 | 40/40 | 85 | 7 | 10 | 225 | 1:10 | 1:10 | 1,35 | 48,5 | 48,5 |
| | З | 40 | 40 | 70 | – | – | | – | | | | |
| 2 | М | 35/30 | 35/40 | 20 | 10 | 5 | 120 | 1:7,5 | 1:10 | 0,57 | 20,6 | 39,9 |
| | П | 40 | 40 | – | 50 | 1 | | 1:2,5 | | | | |
| 3 | М | 35/30 | 35/40 | 50 | 15 | 5 | 175 | 1:7,5 | 1:10 | 0,40 | 14,5 | 47,0 |
| | П | 30 | 40 | – | 10 | 5 | | 1:2,5 | | | | |
| 4 | М | 40/32 | 40/42 | 50 | 5 | 2 | 110 | 1:7,5 | 1:7,5 | 0,32 | 11,6 | 70,8 |
| | З | 32 | 42 | – | 5 | 10 | | – | | | | |
| 5 | М | 40/33 | 40/42 | 15 | 7,5 | 4 | 105 | 1:7,5 | 1:7,5 | 0,13 | 4,8 | – |
| | З | 33 | 42 | – | 7,5 | 8 | | – | | | | |
| Разом | | | | | | | | | 1:45 | 2,78 | 100 | |

*Примітки:* * М – мацерація, З – злив, П – перколяція; **в чисельнику – температура статичного періоду, в знаменнику – динамічного.

Ефективність екстрагування на *n*-му етапі $E_n$,% розраховували за формулою:

$$E_n = \frac{m_n}{\sum_{i=n}^{k} m_i} \cdot 100 \quad , \qquad (5)$$

де $m_n$ – маса ЕР, одержаних на *n*-му етапі, г;

$\Sigma\, m_i$ – сумарна маса ЕР, що містилися у шроті на початку *n*-го етапу, г;

*k* – кількість етапів екстракції.

**Результати та їх обговорення**

Виходи ЕР при екстрагуванні досліджуваних зразків зрідженими газами у режимах статичної мацерації з наступною перколяцією, а також ефективність кожного етапу представлено в *табл. 1*.

Як видно з експериментальних даних, загальний вихід ліпофільних ЕР з сировини 2007 р. заготівлі, отриманих при екстрагуванні фреоном-22, був значно менший (приблизно у двічі), ніж з аналогічної ЛРС, зібраної у 2008 р., що може пояснюватись відмінностями погодних умов у Рівненській області в 2007 р., порівняно з 2008 р.

Максимальний сумарний вихід ЕР спостерігали у зразка 4, який відрізнявся від інших тим, що суцвіття липи попередньо оброблювали фреоном-134а, крім того, перший і другий етапи екстракції характеризувались високою ефективність витягання ЕР (понад 70%).

Зазначене засвідчує селективне екстрагування фреоном-134а певних сполук з рослинних клітин, що утворюють комплекси з ліпофільними та середньополярними БАР та/або утримують їх на поверхні клітинних структур.

Додавання 0,2% аміаку значно знижує загальний вихід ЕР (зразок 3А), при збільшенні кількості зазначеного сорозчинника до 1% він помітно зростає (зразок 3Б), але все ж таки є нижчим, ніж у зразка 3. Такий неоднозначний вплив аміаку, імовірно, пояснюється тим, що при невеликій кількості він цілком витрачається на нейтралізацію сполук кислого характеру й лише при підвищенні концентрації у суміші його надлишок діє як сорозчинник. Цікавим також виявилось значне покращення динаміки екстракції за наявності аміаку. Як видно з даних *таблиці 1*, близько 95% від загальної суми ЕР витягувалось уже на перших двох етапах. Отже, це може свідчити про зростання селективності використовуваних сумішей екстрагентів до певних груп БАР.

Температура в діапазоні 17–42°С значно впливає на динаміку екстрагування. Дані, наведені у *табл. 1*, показують, що навіть при збільшенні тривалості процесу в 6 разів його ефективність не покращується, якщо температура знижується до 17–20°С (зразок 1, етап 2).

Ступінь подрібнення досліджуваної ЛРС має помітний вплив на процес екстракції ліпофільних сполук із суцвіть липи. Так, на прикладі зразків 1 і 2 встановлено, що навіть при майже двократному зниженні витрат екстрагента (з 1:48 до 1:28) досягається більший вихід ЕР, якщо використовувати тонкоподрібнену фракцію сировини.

Збільшення тривалості стадій мацерації та перколяції покращує ефективність екстрагування, причому для крупнішої фракції сировини (зразок 2) доцільно подовжувати час мацерації, в решті випадків – здійснювати повільнішу перколяцію. Очевидно, що при швидкій перколяції питомі витрати екстрагента за одиницю часу зростають, але БАР не встигають дифундувати з внутрішніх структур рослинних клітин в об'єм розчинника, тобто подібний режим не є раціональним. Виходячи з отриманих експериментальних даних, найбільш оптимальною тривалістю мацерації є 165–180 хв, а при використанні аміаку як сорозчинника – 75 хв; перколяцію слід проводити протягом 90 хв.

При застосуванні перемішування досягали найвищого сумарного виходу ліпофільних ЕР, причому найбільш критичними факторами виявились тривалість і кількість циклів перемішування (*табл. 2*). Так, максимальну ефективність екстрагування спостерігали на 4-му етапі, коли температуру води в оболонках реакторів змінювали найбільш часто (кожні 5 хвилин) і багатократно (12 разів), навіть при мінімальних витратах розчинника (1:7,5), тривалості процесу (110 хв) і відсутності перколяції. Крім того, інтенсивне перемішування на стадії зливу дає кращий ефект, ніж при мацерації, якщо порівняти етапи 1 і 4.

Отже, екстрагування ліпофільного комплексу з суцвіть липи при застосуванні перемішування дозволяє значно скоротити витрати розчинника та тривалість процесу, якщо протягом всього періоду мацерації та перколяції змінювати температуру в екстракторах кожні 5 хв. Враховуючи, що ефективність екстракції при цьому складає близько 71%, високий ступінь виснаження вихідної сировини (до 92%) забезпечиться вже після 2 етапів. Аналогічного результату можна досягти при проведенні процесу в режимі, описаному в *табл. 1,* стосовно зразка 1 на 3-му етапі, але при цьому загальна тривалість екстракції зростає майже вдвічі.

Отже, на основі проведених досліджень обґрунтовано найбільш оптимальні параметри технологічного режиму екстракції ліпофільних БАР із суцвіть липи: ступінь подрібнення сировини – 0,5–1,0 мм, співвідношення сировина-екстрагент – 1:7,5; температура в одному реакторі – +32°С, в іншому – +42°С, тривалість мацерації – 60 хв, тривалість зливу (або перколяції) – 50 хв, тривалість циклу перемішування – 5 хв, загальна кількість циклів перемішування – 22, кількість етапів екстракції – 2.

**Висновки**

1. Проведено дослідження поетапної динаміки екстракції ліпофільного комплексу з суцвіть липи серцевидної зрідженим фреоном-22, а також його сумішами з додаванням 0,2 та 1,0% рідкого аміаку.

2. Встановлено, що максимальний сумарний вихід ліпофільних БАР із сировини 2007 та 2008 років заготівлі становить 1,66% і 2,78% відповідно.

3. Підвищення температури, ступеня подрібненості сировини та тривалості перколяції збільшує ефективність процесу. Найбільш доцільним є застосування перемішування на всіх стадіях екстракції.

4. Встановлено оптимальні параметри режиму екстракції ліпофільного комплексу з суцвіть липи: ступінь подрібнення сировини – 0,5–1,0 мм, співвідношення сировина-екстрагент – 1:7,5; температура в одному реакторі – +32°С, в іншому – +42°С; тривалість мацерації – 60 хв, тривалість зливу (або перколяції) – 50 хв, тривалість циклу перемішування – 5 хв, загальна кількість циклів перемішування – 22, кількість етапів екстракції – 2.

**Література**


1. *Ветров П.П.* Перспективы использования хладонов в фитохимическом производстве / П.П. Ветров, Т.Д. Носовская // Фармаком. – 2001. – №2. – С. 1–2.
2. *Ветров П.П.* Экстрагирование природных веществ из растительного сырья сжиженными газами / П.П. Ветров // Сб. науч.тр. ГНЦЛС «Технология и стандартизация лекарств». – Х.: ООО «Рирег», 1996. – С. 220–232.
3. *Демьяненко В.Г.* Исследование процесса экстракции корней барбариса и плодов шиповника сжиженными газами / В.Г. Демьяненко, Самер Жехжах, Д.В.Демьяненко // Ліки України. – 2005. – №9. – С. 36–40.
4. *Касьянов Г.И.* До- и сверхкритическая экстракция: достоинства и недостатки / Г.И. Касьянов, О.Н. Стасьева, Н.Н. Латин // Пищ. пром-сть. – 2005. – №1. – С. 36–38.
5. Пат. 53891А України, МКВ А61К35/78. Спосіб одержання екстракту кореня валеріани / Д.В. Дем'яненко, І.А. Єгоров, В.Г. Дем'яненко (Україна); Національна фармацевтична академія України. – Заявл. 21.01.02; Опубл. 17.02.03, Промислова власність, №2. – 3 с.
6. *Пономарев В.Д.* Экстрагирование лекарственного сырья. – М.: Медицина, 1976. – 202 с.
7. *Хамам Салих Бодри*. Разработка состава и технологии препарата на основе масла расторопши пятнистой: дисс. … канд. фарм. н.: 15.00.01 / Салих Бодри Хамам. – Х., 2004. – 158 с.
8. *Adamou H.H.* Plan d'experiences applique a`l'extraction des substances hydrosolubles de l'aubier de tilleul / H.H. Adamou, H. Fauduet, C. Porte, J-L. Havet// Proceedings of Colloque CNR IUT, 26–27 May, Rouen, France, 2005. – P. 271–278.
9. *Adamou H.H.-O.* Comparison of Kinetic Models for the Aqueous Solid-Liquid Extraction of Tilia Sapwood in a Continuous Stirred Tank Reactor / H.H.-O. Adamou, H. Fauduet, C. Porte, Y.-S. Ho // Chem. Eng. Comm. – 2007. – Vol. 194. – P. 537–552.
10. *Adhikari B.* Application of a simplified method based on regular regime approach to determine the effective moisture diffusivity of mixture of low molecular weight sugars and maltodextrin during desorption / B.Adhikari, H.Howes, B.R.Bhandari, S. Yamamoto, V. Truong //J. Food Eng. – 2002. – Vol. 54. – P. 157–165.
11. *Baser K.* The composition of essential oils from Tilia L. species growing in Turkey / K. Baser, M. Kurkcuoglu, T. Ozek // J. Essent. Oil Res. – 1999.– №11. – P. 369–374.
12. Ho Y.-S. Kinetics and model building of leaching of water-soluble compounds of Tilia sapwood / Y.-S. Ho, H.-O.H. Adamou, H. Fauduet, C. Porte // Sep. Purif. Technol. – 2005. – Vol. 45. – P. 169–173.
13. Pat. Australia 775513, IPC7 B01D011/02. Solvent extraction apparatus and process / Walker Barry Branscombe; Solvents Australia Pty Ltd. - N200017530; appl. 16.02.2000; publ. 17.08.2000.
14. Pat. USA 6224847, IPC7 A23L 1/00; C11B 1/00; A24B 15/26; B01D 11/00. Process for the extraction of a compound by a fluorocarbon compound / Powell Richard Llewellyn (UK); Imperial Chemical Industries PLC (UK). – № US 8/716269; appl. 31.01.1997; publ. 01.05.2001.
15. *Wongkittipong R.* Solid-liquid extraction of andrographolide from plants—Experimental study, kinetic reaction and model / R. Wongkittipong, L. Prat, S. Damronglerd, C. Gourdon // Sep. Purif. Technol. – 2004. – Vol. 40. – P. 147–154.



***Відомості про автора:***
Дем'яненко Д.В., к. фарм. н., доцент каф. товарознавтсва НФаУ.
***Адреса для листування:***
Дем'яненко Дмитро Вікторович. 61121, м. Харків, вул. Блюхера, 48, кв. 38.
Тел.: (057) 67 91 80, 66 76 43, (093) 401 61 89. E-mail: aeia1@mail.ru