

# РОЗРАХУНОК ПРОДУКТИВНОСТІ ЕКСТРАКТОРА МАЛОГАБАРИТНОЇ УСТАНОВКИ ДЛЯ ПІДГОТОВКИ ГРАНУЛЯТУ У ЦЕХУ ФОРМУВАННЯ ПОЛІАМІДНИХ ВОЛОКОН

Ігнатенков О. Л.  
Чернігів, Україна

За поточного часу проведено попередні роботи по створенню комплексу обладнання для підготовки полімеру до формування на нових принципах дії основних устроїв — гранулятора[1], екстрактора[2], сушарки[3]. При тому обґрунтовано можливість знизити у 5–8 разів габарити та завантаження апаратів (а відповідно й підвищити їх гнучкість, ефективність та знизити вартість) [4]. Ці апарати можуть бути виготовлені з використанням елементів корпусів (найбільш металоємких частин) існуючих апаратів. Компактність ( 5 x 5 x 1,5 м.) установки продуктивністю до 10 т/добу відкриває можливість здійснити процеси екстракції та сушки полімерного грануляту підвищеної подрібненості у цеху формування, зокрема, поліамідних волокон при розташуванні установки на вільних виробничих площах бункерного відділення машин формування. Це забезпечує можливість ліквідувати ділянки підготовки полімеру до формування у хімічному цеху, забезпечуючи при тому суттєву економію азоту та тепла на сушку (за рахунок 5...8 кратного зниження часу сушки), підвищення концентрації водорозчинних сполук у лактамній воді після екстракції (тобто забезпечення економії демінералізованої води та тепла на регенерацію капролактаму) та ряд інших переваг.

Основою нової установки є її робота на полімерному грануляті підвищеної подрібненості. Гранулят виробляється у хімічному цеху підприємства з жилки товщиною 1 мм., що формується на існуючих агрегатах полімеризації у хімічному цеху по традиційній схемі. Відмінком є те, що після охолоджувальної ванни жилка подрібнюється на шестерінному подрібнювачі з швидкістю 200...400 м/хв., далі з буферного бункера гранулят розміром 1 мм. подається гідротранспортом до бункерного відділення цеху формування.

Пропонована установка для встановлення у бункерному відділенні цеху формування являє собою комплекс, що складається послідовно з диференціально-струминного екстрактора з завантажувальним (буферним) бункером та похилим ситчастим водовідділювачем, центрофуги та сушарки фонтануючого шару.

У диференціально-струминному екстракторі діаметром 0,8 та висотою 3,5 м., за допомогою робочих органів здійснюється транспортування грануляту знизу наверх проти потоку води. Рух фаз по висоті апарату здійснюється у двох режимах, які змінюють один одного: перший – це режим перемішування, який характеризується високою інтенсивністю перемішування фаз, має місце біля робочого органу на відстані активної дії струменів з сопел та сприяє активізації поверхні контакту фаз, забезпечує інтенсивну зовнішню масовіддачу; другий – це режим руху рідини крізь шар твердої фази (режим шару) – з малою інтенсивністю перемішування, який забезпечує секціонування апарату по висоті та сприяє підвищенню ефективності апарату.

Відмиті гранули невеликим збитковим потоком демінералізованої води з екстрактора виносяться на сито-водовідділювач та далі – до центрофуги. Після відокремлення поверхневої вологи гранулят з центрофуги викидається у верхню секцію сушарки фонтануючого шару. Сушарка заввишки 4 м. має чотири послідовно розташованих зверху донизу сушильних вузла, що забезпечують відповідно чотири зони сушки. Кожен сушильний вузол являє собою три концентричних кільцевих жолоби, до яких роздільно підведено азот. Верхній вузол має механічну мішалку для запобігання комкування грануляту. З сушарки гранулят надходить безпосередньо у буферний бункер блоку формування волокон, що зводить до мінімуму час контактування з газовим середовищем.

Методики оцінки характеристик елементів установки розроблено та наведено у ряді публікацій [5,6]. Вони дозволяють визначити час екстракції та сушки, габарити та інші основні конструктивні характеристики апаратів. Серед них методику розрахунку продуктивності диференціально-струминного екстрактора розроблено [7] без урахування взаємодії робочого органу з шаром твердої фази у міжтарілковоому просторі, осідання твердої фази та впливу потоку відбору рідини з апарату. Тому є необхідність удосконалення вказаної методики.

Гідродинамічна обстановка біля диференціально-струминної тарілки змодельована у [7] для розрахунку швидкості відносних коливань твердої фази та рідини як зона коливань з вмістом твердо-

го  $\chi_k$ , яка обмежена зверху зоною шару твердої фази з вмістом твердого  $\chi_c$ . Ця модель може бути застосована для урахування впливу на продуктивність апарату відбору рідини  $q$ , м/с, та осаджування твердої фази в рідині з швидкістю  $\omega_d$ , м/с, з зони вищерозташованого шару в зону коливання.

Загальна кількість твердої фази, що проходить уверх крізь транспортні сопла на протязі першого на півперіоду циклу коливання за час  $T/2$  (руху тарілки униз з швидкістю  $\omega_o$ , м/с), становить:

$$V1 = [\omega_{тп} - (q + \omega_d \chi_k/\chi_c) \cdot \omega_{тп} / \omega_o] \cdot f_T \chi_k T/2 .$$

Тут прийнято, що осідання твердої фази та відбір рідини зумовлює потік  $\omega' = q + \omega_d$ , що розподіляється в транспортні ( $\omega'_{тп}$ ) та фільтруючий ( $\omega'_{фп}$ ) сопла так само, як і основний потік  $\omega_o$ , тобто  $\omega_{тп} / \omega_o = \omega'_{тп} / \omega'$ .

Аналогічно в другому напівперіоді протягом часу  $\tau_b$  руху тарілки до контакту з шаром (“вибирання” зони коливань):

$$V2 = [\omega_{тм} + (q + \omega_d \chi_k/\chi_c) \cdot \omega_{тм} / \omega_o] \cdot f_T \chi_k \tau_b$$

Залишок другого напівперіоду ( $T/2 - \tau_b$ ) тарілка підпирає пухкий шар твердої фази, проштовхує його своїми фільтруючими сітками уверх. Однак у місцях розташування транспортних сопел шар провалюється у останні з швидкістю  $\omega_{тм}$ . Виходячи з такої моделі, кількість твердої фази, що проходить крізь транспортні сопла за час ( $T/2 - \tau_b$ ) становить:

$$V3 = [\omega_{тм} + (q + \omega_d) \cdot \omega_{тм} / \omega_o] \cdot f_T \chi_c \cdot (T/2 - \tau_b)$$

Звідси продуктивність тарілки по твердій фазі:

$$V = (V1 - V2 - V3) / T \quad (1).$$

У наведених формулах  $\omega_{тп}$  та  $\omega_{тм}$  – швидкість руху суспензії крізь транспортні сопла при русі тарілки зверху униз та навпаки, відповідно, м/с.

Розрахунок складових, що входять до цієї формули, може бути виконано наступним чином.

Швидкість відносного руху межі вищерозташованого шару та тарілки при ході тарілки униз (у першому напівперіоді коливання):

$$\omega_{рп} = \omega_o - q + \omega_d \chi_k/\chi_c + \omega_b ,$$

де  $\omega_b$  – швидкість розмивання шару струменями з сопел робочого органу, м/с.

З матеріального балансу твердої фази у зоні коливання над тарілкою з урахуванням надходження твердої фази з-під тарілки визначається швидкість розмивання шару:

$$\omega_b = \omega_{рп} \cdot \chi_k/\chi_c - \omega_{тп} f_T \chi_k/\chi_c + (q + \omega_d)(\chi_k/\chi_c)(\omega_{тп}/\omega_o) \cdot f_T .$$

Звідси:

$$\omega_{рп} = \{ (\omega_o - q + \omega_d \chi_k/\chi_c) \cdot \chi_c / \chi_k - [\omega_{тп} - (q + \omega_d) \cdot \omega_{тп}/\omega_o] \cdot f_T \} / (\chi_c/\chi_k - 1) \quad (2)$$

Шляхом аналогічних розмірковувань одержано швидкість зближення шару та тарілки при русі останньої уверх з крайнього нижнього положення в другому напівперіоді:

$$\omega_{рм} = \omega_o + q - \omega_d \chi_k/\chi_c + \omega_b ,$$

де  $\omega_b$  – швидкість нашаровування твердої фази на тарілці, м/с:

$$\omega_b = \omega_{рм} \cdot \chi_k/\chi_c + \omega_{тм} f_T \cdot \chi_k/\chi_c + (q + \omega_d)(\chi_k/\chi_c)(\omega_{тм}/\omega_o) \cdot f_T$$

$$\omega_{рм} = \{ (\omega_o + q - \omega_d \cdot \chi_k/\chi_c) \cdot \chi_c / \chi_k + [\omega_{тм} + (q + \omega_d) \cdot \omega_{тм}/\omega_o] \cdot f_T \} / (\chi_c/\chi_k - 1) \quad (3)$$

Таким чином, при русі униз тарілка створює зону завислої твердої фази в рідині з пониженим вмістом твердого  $\chi_k$  висотою  $h_{п} = \omega_{рп} \cdot T/2$ . Цю висоту при русі уверх вона проходить за час  $\tau_b = h_{п} / \omega_{рм}$ , тоді звідси:

$$\begin{aligned} \omega_{рп} &= 2\tau_b \cdot \{ (\omega_o - q + \omega_d \chi_k/\chi_c) \chi_c / \chi_k - [1 - (q + \omega_d) / \omega_o] \omega_{тп} f_T \} \\ &= \\ \omega_{рм} &= T \cdot \{ (\omega_o + q - \omega_d \chi_k/\chi_c) \chi_c / \chi_k + [1 + (q + \omega_d) / \omega_o] \omega_{тм} f_T \} \end{aligned} \quad (4)$$

Отримана формула дозволяє визначити час  $\tau_b$ , який може бути використаний при розрахунку продуктивності тарілки з урахуванням відбору рідини і осаджування твердої фази (формула 1 у розгорнутому вигляді):

$$V = \{ \omega_{тп} - \omega_{тм} [ \chi_c/\chi_k + (1 - \chi_c/\chi_k) 2\tau_b/T ] - (q + \omega_d) \cdot \omega_{тп} / \omega_o [1 + \chi_c/\chi_k + (1 - \chi_c/\chi_k) 2\tau_b/T ] \} \cdot f_T \chi_k/2 \quad (5)$$

## Висновки.

Доведено можливість здійснити процеси екстракції та сушки полімерного грануляту підвищеної подрібненості у цеху формування, зокрема, поліамідних волокон при розташуванні установки на вільних виробничих площах бункерного відділення машин формування.

Отримано формулу, що дозволяє визначити продуктивність тарілки диференціально-струминного екстрактора з урахуванням відбору рідини та осаджування твердої фази.

## Перелік літературних джерел

1 Игнатенков А. Л., Платонов Е. К., Звонарев Н.С., Шовкун И.К., Овдак А. П. Устройство для получения гранул из нитевидного материала. А. с. СССР N 1512779, 1988 г., БИ N 37, 1989 г.

2 Игнатенков А. Л., Федоткин И. М., Шовкун И. К., Платонов Е. К., Доценко И. Н., Гнездилов С. М., Овдак А. П., Ивченко Е. М. Дифференциально — струйный твердофазный экстрактор. А. с. СССР N 1634293, 1989 г., БИ N 10, 1991 г.

3 Чечко В.А., Маренец-Полянский А.В., Забелина Г.И. Сушилка фонтанирующей соля для гранул поликапроамида повышенной дисперсности.-В сб. "Созданиеи внедрение современных аппаратов...",-Тез. докл. 3 Всес. конф. ЦНИИТЭИлегпром,М.:1989.

4 Игнатенков А.Л.Платонов Е.К. Аппаратурное оформление схемы подготовки поликапроамида к формованию с использованием гранулята повышенной дисперсности.- Журн. "Химические волокна", № 1, 1994.

5 Игнатенков А.Л. Противоточные твердофазные массообменные аппараты.- Уч. пособие.: Киев,1992

6 Романков П.Г.,Рашковская И.Б.Сушка во взвешенном состоянии.- Л.: Химия,1979.

7 Игнатенков А.Л. Исследование закономерностей интенсификации массообмена в поле низкочастотных механических колебаний для систем твердое тело-жидкость в пищевой промышленности.- Автореф. дис. к.т.н., Киев, 1980.