

4. Маркус Л.И., Шаталов А.Н. и др. Дисперсионно-твердеющие стали для создания равноизнашивающихся инструментов измельчающих машин // Мясная индустрия, 2008, №9. – С.28-29.
5. Тюрин Ю.Н., Жадкевич М.Л. Плазменные упрочняющие технологии. – К.: Наукова думка, 2008. – 215 с.
6. Колісниченко О.В. Формування модифікованих шарів при плазово-детонаційній обробці вуглецевих сталей. Дисертація на здобуття вченого ступеня канд. техн. наук. – Київ: Інститут електророзварювання ім. Є.О. Патона НАН України, 2003 – 154 с.
7. Некоз С.О. Підвищення ефективності роботи і довговічності різального комплексу м'ясорізальних вовчків. Дисертація на здобуття ступеню кандидату технічних наук. – Київ, НУХТ, 2001. – 165 с.

УДК 664.1.053.2.054

ФАКТОР ПРИСКОРЕННЯ АБСОРБЦІЇ ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ ЛУЖНИМИ ЦУКРОВИМИ РОЗЧИНАМИ В КРАПЕЛЬНОМУ РЕЖИМІ

Мирончук В.Г., д-р техн. наук, професор, Пономаренко В.В, канд. техн. наук, ст. викладач
Національний університет харчових технологій, м. Київ

В статті розглянуто масопередачу діоксиду вуглецю лужними цукровими розчинами з наступною хімічною реакцією в крапельному режимі. Знайдений фактор прискорення масопередачі внаслідок хімічної реакції і розрахований для деякого стану по приведеним залежностям. Показано, що в розпилюючому абсорбері виконуються умови для протікання хімічної реакції в швидкому режимі. Виконані розрахунки для знаходження коефіцієнту масовіддачі за експериментальними даними і відомим. Показано, що при абсорбції діоксиду вуглецю лужними цукровими розчинами мають місце уподібнені опори як з боку газової, так і з боку рідкої фази, що підтверджує вплив парового потоку на масопередачу.

Ключові слова: розчин, діоксид вуглецю, абсорбція, масопередача, фактор прискорення.

Важливе місце в очищенні цукрового розчину від нецукрів фізико-хімічним методом посідає сатурація [1]. Найкращі показники адсорбційного очищення отримувались в сатураторах періодичної дії при поступовому зниженні лужності цукрового розчину від високої початкової до нормативної.

З переходом на обробку соку в барботажних апаратах безперервної дії показники очищення соку погіршилися внаслідок того, що зони початкової високої лужності, найбільш сприятливої для очищення соку, не існувало. В цьому випадку можна вважати, що процес відбувається за умов ідеального перемішування соку різного ступеню обробки. З огляду на це необхідно прагнути створити такі умови очищення соку в апаратах безперервної дії, які зберігають позитивний ефект апаратів періодичної дії.

Увага вчених і практиків більше направлена на вивчення процесів масопередачі в барботажному режимі, який має місце в типових апаратах сатурації. Сатурація в крапельному режимі вивчена мало, що не дозволяє розраховувати обладнання для його проведення.

Перспективним і на часі є модернізація типових апаратів сатурації з розділенням його на секції при поступовому зниженню лужності, що дозволить збільшити ефективність очищення цукрового розчину, використання діоксиду вуглецю і покращити седиментаційні та фільтраційні властивості осаду.

Модернізацію типових сатураторів доцільно здійснювати шляхом встановлення розпилюючого абсорбера, в якому відбувається контакт розпиленого відцентрово-струминною форсункою дефекованого соку з сатураційним газом [2]. Після проведення предсатурації в крапельному режимі і утворення центрів кристалізації карбонату кальцію суміш подається під рівень соку в нижню частину типового сатуратора, де відбувається основний процес сатурації до досягнення кінцевої лужності.

На основі проведених досліджень нами були проаналізовані процеси масопередачі CO_2 в цукровий розчин в крапельному режимі. Цей процес включає ряд перехідних процесів [3]:

- дифузія реагенту з об'єму газової фази до границі розділу фаз;
- дифузія реагенту від поверхні розділу фаз в об'єм рідкої фази;
- хімічна реакція в рідкій фазі;
- дифузія продуктів реакції в об'єм рідкої фази.

При поглинанні діоксиду вуглецю лужними цукровими розчинами мають місце хімічні реакції, які збільшують швидкість поглинання CO_2 порівняно з чисто фізичною абсорбцією. При цьому слід брати до уваги такі реакції абсорбції CO_2 [1, 3]:



При $pH > 10$, яке має місце при сатурації цукрових розчинів, швидкість взаємодії за реакцією (1) більш чим в 30 разів інтенсивніша, ніж за реакцією (2) [3]. Тому можна стверджувати, що швидкість поглинання CO_2 визначається швидкістю реакції (1).

Збільшення швидкості поглинання характеризує фактор прискорення хімічної реакції Φ , який показує, в скільки разів коефіцієнт масопередачі при наявності хімічної реакції більший, ніж при чистій фізичній абсорбції [3,4]:

$$\Phi = k_L / k_L^0, \quad (3)$$

де k_L – коефіцієнт масопередачі при наявності хімічної реакції,

k_L^0 – коефіцієнт масопередачі при чистій фізичній абсорбції.

При абсорбції діоксиду вуглецю лужними цукровими розчинами в крапельному режимі фактор прискорення абсорбції CO_2 з достатньою точністю можливо знайти за формулою [4]:

$$\Phi = \frac{2(1 + M\sqrt{\Theta})}{1 + \sqrt{1 + 4\left(\frac{M\sqrt{\Theta}}{R}\right)^2}}, \quad (4)$$

$$M = \frac{[OH^-]}{q[CO_2]^P}; \quad \Theta = \frac{D_{OH^-}}{D_{CO_2}}; \quad R = \frac{\sqrt{k_2[OH^-]D_{CO_2}}}{\beta_P},$$

де $[OH^-]$ – концентрація гідроксильних іонів в розчині, кмоль/м³,

q – стехіометричний коефіцієнт,

$[CO_2]^P$ – рівноважна концентрація діоксиду вуглецю в розчині, кмоль/м³,

D_{OH^-} – коефіцієнт дифузії іонів OH^- в розчині, м²/с,

D_{CO_2} – коефіцієнт дифузії CO_2 в рідині, м²/с, $D_{CO_2} = 2,04 \cdot 10^{-9}$ м²/с,

k_2 – константа швидкості реакції (А) другого порядку,

β_P – коефіцієнт масовіддачі CO_2 в рідкій фазі, м/с

Виконаємо розрахунки для знаходження фактора прискорення абсорбції CO_2 в крапельному режимі.

Початкові умови наступні:

— тиск в абсорбері $P=0,14$ Мпа;

— температура сатурації – $t=80$ °С;

— концентрація діоксиду вуглецю в газовій фазі на вході в розпилюючий абсорбер – 27,3 об. %, на виході – 23,8 об. %.

Концентрацію гідроксильних груп у розчині $[OH^-]$ можемо знайти з умови його електронейтральності:

$$\sum c_i z_i = 0, \quad (5)$$

де c_i – концентрація i -го іона,

z_i – заряд іона (валентність).

При цьому повинні бути враховані всі іони в розчині, у тому числі й ті, які не приймають безпосередньо участі в реакції. Але практично неможливо врахувати всі присутні іони, так як невідомі деякі константи дисоціації, наприклад, константа дисоціації тих кислот, з якими на дефкації взаємодіє розчинене вапно. Тому з деяким наближенням допустимо, що концентрація гідроксильних груп приблизно рівна концентрації розчиненого вапна в розчині: $[OH^-] = 0,027$ кмоль/м³.

Рівноважна концентрація $[CO_2]^P$ в рідині знаходиться в залежності Генрі:

$$[CO_2]^P = \frac{P_{CO_2}}{m_{pc}}, \quad (6)$$

де P_{CO_2} – парціальний тиск CO_2 в сатураційному газі з врахуванням його насичення парами води:

$$P_{CO_2} = P \cdot Y_{CO_2}, \quad (7)$$

де Y_{CO_2} – мольна доля компоненту CO_2 в сухому газі при робочих умовах,

$$P_{CO_2} = 1,4 \cdot 10^5 \cdot 0,238 = 0,333 \cdot 10^5 \text{ Па},$$

$$m_{pc} \text{ – константа фазової рівноваги, } m_{pc} = 6210 \cdot 10^3 \frac{\text{м}^3 \cdot \text{Па}}{\text{кмоль}}.$$

Або після підстановки в (6) з урахуванням зниження розчинності на 10% в 15 %-вому цукровому розчині: $[CO_2]^P = 0,456 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$

Коефіцієнт дифузії іонів OH^- у розчині знаходиться із залежності [10]:

$$D_{OH^-} = \frac{RT(1/n_+ + 1/n_-)}{Fa^2(1/\lambda_+ + 1/\lambda_-)}, \quad (8)$$

де R – універсальна газова константа,

$Fa = 95500$ Кулон/екВ – число Фарадея,

n_+, n_- – валентність катіонів і аніонів,

λ_+, λ_- – іонні провідності. $\lambda_{+1/2Ca^{2+}} = 59,5$; $\lambda_{OH^-} = 197,6$.

Підстановка числових значень дає $D_{OH^-} = 2,2 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

Швидкість реакції (1) пропорційна концентраціям CO_2 і OH^- . Вона є реакцією другого порядку, а її константа швидкості знаходиться в залежності [5]:

$$\lg k_2 = \lg K_{OH^-} + AI, \quad (9)$$

де A – постійна, $A = 0,13 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$

I – іонна сила розчину:

$$I = \frac{1}{2} \sum c_i z_i^2 \quad (10)$$

K_{OH^-} – константа швидкості реакції іонів OH^- при безкінечному розбавленні і нульовій іонній силі розчину. Розраховується по формулі Пінсента [5]:

$$\lg K_{OH^-} = 13,635 - 2895/T \quad (11)$$

і при температурі 80°C складає: $K_{OH^-} = 272 \cdot 10^3 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$.

Таким чином, можемо розрахувати константу швидкості реакції (1) за рівнянням (9) і вона складає: $k_2 = 274 \cdot 10^3 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$. Для розрахунку коефіцієнта масовіддачі β_p скористаємося залежністю за теорією проникнення Хігбі:

$$\beta_p = \sqrt{4D_{CO_2}/(\pi\tau)}, \quad (12)$$

де τ – час оновлення поверхні, с.

В якості характерного часу візьмемо такий проміжок часу, за який проходить зіткнення капель, які вилітають із сопла форсунки. За нашими даними це є $\tau = 2 \cdot 10^{-3}$ с. Такому часу контакту відповідає коефіцієнт масовіддачі при фізичній абсорбції $\beta_p = 2 \cdot 10^{-3}$ м/с.

За приведеними залежностями знаходяться величини, які необхідні для визначення фактора прискорення: $M = 5,92$; $\Theta = 0,71$; $R = 2,4$, або фактор прискорення абсорбції діоксиду вуглецю лужними цукровими розчинами в крапельному режимі в умовах першої сатурації $\Phi = 2,27$.

Виконаний розрахунок фактора прискорення показує, що в розпилюючому абсорбері виконується умова для протікання швидкої хімічної реакції, оскільки $R > 2$, $M > 5$ [6]. Зміни концентрацій компонентів показані на рис. 1.

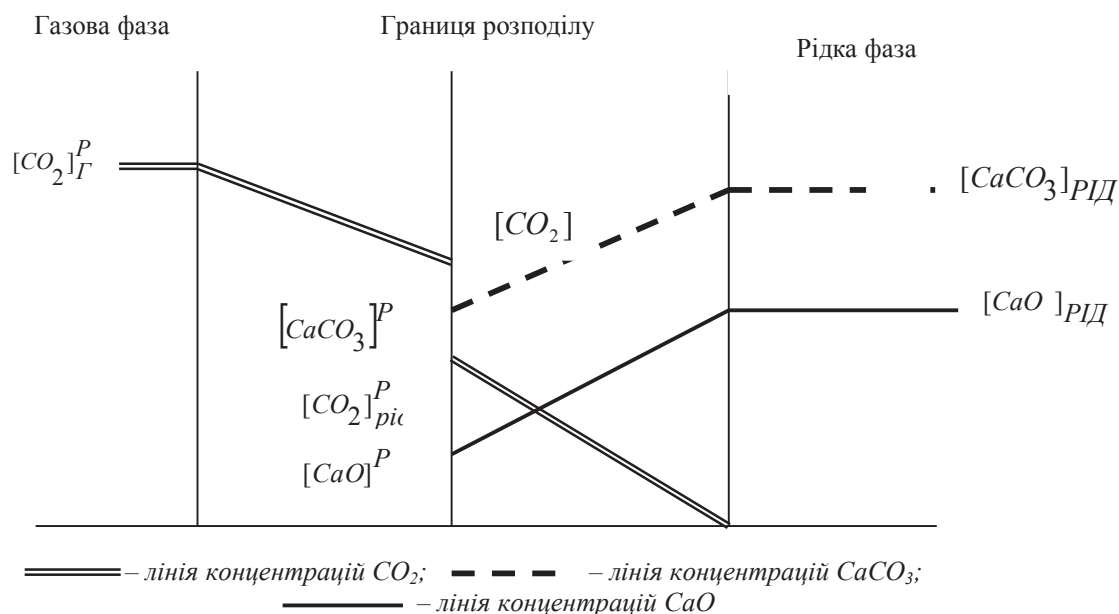


Рис. 1 – Зміна концентрацій компонентів при наявності швидкої хімічної реакції в рідкій фазі

Концентрація діоксиду вуглецю в газовій фазі $[CO_2]_G^P$ падає на границі розділу до рівноважної $[CO_2]_G^P$ і уже в межах пограничного дифузійного шару рідини з $[CO_2]_{рід}^P$ до нуля внаслідок хімічної реакції [6].

Для розрахунку кількості перенесеного CO_2 з газової фази в рідку в розпилюючому ступені контакту фаз запропонована експериментальна залежність об'ємного коефіцієнта масопередачі K_V від приведеної швидкості газу w_G , щільності зрошення U , кількості випареної води на одиницю об'єму абсорбера G_{H_2O}/V_{AB} :

$$K_V = 0.57 w_G^{0,3} U^{0.56} (G_{H_2O}/V_{AB})^{-0,28}, \quad (13)$$

де G_{H_2O} – масова кількість випареної води, кг/с,

V_{AB} – об'єм розпилюючого абсорбера, м³.

Рівняння справедливе в діапазоні зміни параметрів: $w_G = 0,01 - 1,2$ м/с; $U = 0.005-0.05$ м/с.

Зробимо перерахунок об'ємного коефіцієнта масопередачі, знайденого для деяких робочих умов сатурації по рівнянню (13) ($K_V = 0,0384$ с⁻¹) до коефіцієнта масопередачі, віднесеного до одиниці поверхні розділу фаз K_G :

$$K''_{\Gamma} = K_V V_{AB} / F \quad (14)$$

Поверхню масопередачі F знайдемо з допущення, що краплі мають кулеподібну форму, не дробляться, не взаємодіють і мають діаметр d_{32} , який знаходиться по залежності Пажі Д.Г. [7]. Формула дає задовільне збігання експериментальних даних для форсунок різних конструкцій у широкому діапазоні сопл при тиску подачі рідини $1 \cdot 10^5$ Па:

$$d_{32} = 3.2 \cdot 10^{-4} + 0.039 d_C, \quad (15)$$

де d_C – діаметр сопла форсунки, м. Тоді поверхня масопередачі:

$$F = f_1 \cdot n, \quad (16)$$

де f_1 – поверхня однієї кулеподібної краплі, м²,
 n – кількість крапель в об'ємі абсорбера. Очевидно:

$$F = 6 Q_{PIД} \tau'' / d_{32}, \quad (17)$$

де $Q_{PIД}$ – об'ємна витрата рідини м³/с;

τ'' – час перебування рідини в реакторі, с.

Знаючи витрату рідини та розрахувавши час перебування її в реакторі знайдена поверхня масопередачі та коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці поверхні розділу: $K''_{\Gamma} = 1,44 \cdot 10^{-3}$ м/с.

При наявності хімічної реакції в рідкій фазі рівняння фазових опорів має такий вигляд [6]:

$$1 / K''_{\Gamma} = 1 / \beta_{\Gamma} + m / \beta''_{PIД}, \quad (18)$$

де β_{Γ} – коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі;

$\beta''_{PIД}$ – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при наявності хімічної реакції.

Константа фазової рівноваги знаходиться з відношення: $m = [CO_2]_{\Gamma}^{kin} / [CO_2]_{PIД}^p = 2,44$;

коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при наявності в ній хімічної реакції: $\beta''_{PIД} = \Phi \beta_p = 4,54 \cdot 10^{-3}$ м/с.

Для перевірки правильності виконаних розрахунків при знаходженні коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі при наявності хімічної реакції $\beta''_{PIД}$ скористаємось твердженням [8], що для випадку швидкої хімічної реакції $\beta''_{PIД}$ є не залежним від β_p при фізичній абсорбції і може бути знайдено за самостійним рівнянням, яке для випадку абсорбції CO₂ з наступною хімічною реакцією другого порядку приводиться до виду:

$$\beta''_{PIД} = \sqrt{D_{CO_2}^{piд} \cdot K_2 \cdot [OH^-]}, \quad (19)$$

Підставивши числові значення отримаємо значення $\beta''_{PIД} = 4,7 \cdot 10^{-3}$ м/с. Похибка в знаходженні не перевищує 5 %, що підтверджує правильність вибору часу оновлення поверхні, в плині якого проходить зіткнення крапель.

Підставивши значення в рівняння (15) маємо значення фазових опорів переходу CO₂ з газової фази в лужний цукровий розчин:

— загальний опір $R_{3AG} = 1 / K''_{\Gamma} = 694$ с/м;

— опір зі сторони рідини $R_{PIД} = m / \beta''_{PIД} = 519$ с/м;

— опір зі сторони газу $R_{\Gamma} = 1 / \beta_{\Gamma} = 175$ с/м.

Висновки

1. В умовах першої сатурації в крапельному режимі фактор прискорення абсорбції діоксиду вуглецю лужними цукровими розчинами $\Phi=2,27$.

2. В розпилюючому абсорбері виконується умова протікання швидкої хімічної реакції.

3. Приведений розрахунок фазових опорів показує, що при сатурації цукрових розчинів у крапельному режимі мають місце уподібнені опори як з боку газової, так і з боку рідкої фаз. Підтвердженням такого висновку є вплив парового потоку на масопередачу, виявлений нами при дослідженні хемосорбції. Цей вплив виражається відношенням (G_{H_2O}/V_{AB}) (кількість випареної води на одиницю об'єму абсорбера), яке використовується при визначенні об'ємного коефіцієнта масопередачі.

Подальша робота в даному напрямку буде спрямована на розробку методики розрахунку розпилюючого абсорбера для сатурації продуктів цукрового виробництва на базі приведених закономірностей масопередачі діоксиду вуглецю в крапельному режимі.

Література

1. Сапронов А.Р., Бобровник Л.Д. Сахар. М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981.- с. 256.
2. А.с. № 1490157 (СССР). Сатуратор для свеклосахарного пароизводства / В.Б.Выскребцов, В.В.Пономаренко - Б. и., 1989, № 24.
3. Астарита Дж. Массопередача с химической реакцией. Изд-во «Химия», Ленинградское отделение, 1971. - стр. 224.
4. О расчете противоточной абсорбции, осложненной необратимой химической реакцией в жидкой фазе/ Аксельрод Ю.В., Дильман В.В., Вайнберг А.М., Фурмер Ю.В. – ТОХТ, т.4, № 6, 1970, с. 845 – 852.
5. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. Пер. с англ. – М.: Химия, 1982. – 696 с.
6. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
7. Пажи Д.Г., Галустов В.С. Распылители жидкости. – М.: Химия, 1979. – 216 с.

УДК 664.8.034:614

ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ХАРЧОВОЇ БЕЗПЕКИ І ЕКОЛОГІЧНО ЧИСТОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ВИРОБНИЦТВА КОПТИЛЬНИХ ПРЕПАРАТІВ

Сталімбовська А.С., аспірант

Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Досліджується ринок коптільних препаратів, показаний спосіб і пристрій для здобуття коптільної рідини за допомогою процесу піролізу деревини під дією енергії НВЧ. Наводяться результати досліджень фізико-хімічних характеристик отриманих коптільних рідин.

The market smoke liquids is investigated, the way and the device for reception of smoke liquids by means of process of pyrolysis of wood under the influence of energy OHF is shown. Results of researches of physical and chemical characteristics received smoke liquids are resulted.

Ключові слова: коптільна рідина, піроліз, НВЧ-енергія.

Вступ

За допомогою такого технологічного прийому, як копчення, отримують продукти, що володіють особливими привабливими смаковими властивостями, яким властива підвищена стійкість до окислювальних і мікробіальних змін при зберіганні. В той самий час традиційне копчення має такі недоліки, як трудність здобуття партій однорідної готової продукції. Частково це пов'язано з неможливістю генерації однорідного і стабільного за складом коптільного диму. Іншим істотним недоліком копчення за допомогою деревного диму є наявність у димі канцерогенних і токсичних речовин, шкідливих для здоров'я людини (ці речовини належать до поліциклічних ароматичних вуглеводнів, у числі яких 3,4-бензпірен, що проявляє найбільшу канцерогенну активність). Коптільні препарати і ароматизатори не мають такого недоліку, оскільки при їх виробництві використовуються методи, що виключають потрапляння шкідливих речовин у кінцевий продукт.

Основним способом здобуття коптільних рідин є піроліз деревини і подальша конденсація диму у водному середовищі. Обов'язкова стадія – відділення з водного конденсату смоли і смолистих речовин. Склад