

DETERMINATION OF 1ST CARBONATION PROCESS VELOCITY IN APPROXIMATION TO COMPLETE DISPLASMENT MODE

K. Skoryk

Institute of Post-Diploma Training of National University of Food Technologies

I. Petrychenko, Yu. Reznichenko

National University of Food Technologies

Key words:

*Juice carbonation
Pilot installation
Juice dosing device
Juice-gas mixture
Carbonation velocity
Graphic differentiation*

Article history:

Received 15.05.2019
Received in revised form
04.06.2019
Accepted 19.06.2019

Corresponding author:

K. Skoryk
E-mail:
sugar_ipdo@ukr.net

ABSTRACT

In this paper results of experimental study of calcium hydroxide concentration dependence vs. time during 1st carbonation process of main liming juice in sugar production are presented. Two methods for determination of the 1st carbonation velocity are developed: direct differentiation and graphic function differentiation of CaO concentration vs. time. Results of calculation and selection of running dosing device for main liming juice are presented. It permitted to stabilize juice flow rate to 1st carbonation apparatus. It was designed pilot plant that assures juice alkalinity stepwise decrease from the initial up to the final value. Hydrodynamic mode is close to complete mixing in sells of mass exchange fillings. It was obtained mean retention time value in the column.

Results of determination and mathematical description of the dynamic profile of non-filtered juice alkalinity in the apparatus were also used. Convergence of results is quite satisfactory if one compares function values obtained by two methods: approximation using least-squares procedure with derivation after that and graphic differentiation. It gives possibilities to select one of these methods to determine process velocity during study of stepwise carbonation. It is seen from the function diagram that three carbonation periods with stepped alkalinity decrease could be characterized with three linear parts for carbonation velocity. It was fulfilled straight-line approximation for graphic dependence of carbonation velocity. It was shown that the process of velocity decrease during three periods of carbonation in this mode could be characterized by proportion 6:3:1. The obtained results were used for development of carbonation method as well as for versions of apparatus implementation of the 1st carbonation process.

ВИЗНАЧЕННЯ ШВИДКОСТІ ПРОЦЕСУ І КАРБОНІЗАЦІЇ В НАБЛИЖЕНОМУ ДО ПОВНОГО ВИТИСНЕННЯ РЕЖИМІ

К. Д. Скорик

Інститут післядипломної освіти Національного університету харчових технологій

І. Б. Петриченко, Ю. М. Резніченко

Національний університет харчових технологій

У статті представлено результати експериментальних досліджень зміни концентрації гідроксиду кальцію в часі в процесі І карбонізації соку основного вапнування цукрового виробництва. Запропоновано два методи визначення швидкості І карбонізації: прямого диференціювання та графічного диференціювання функції зміни концентрації СаО в часі. Наведено результати розрахунку та вибору проточного дозатора соку основного вапнування, який дав змогу стабілізувати витрату соку на апарат І карбонізації. Розроблено конструкцію експериментальної установки, яка забезпечує режим поступового зниження лужності соку від початкового до кінцевого значення. В комірках між масообмінними насадками гідродинамічний режим близький до повного перемішування. Отримано величину середнього часу перебування соку в колоні.

Для аналізу зміни швидкості карбонізації використано також результати визначення і методику математичного опису динамічного профілю лужності нефільтрованого соку в апараті. При порівнянні значень функції, які отримані двома методами (наближенням за методом найменших квадратів з подальшим взяттям похідної і за допомогою графічного диференціювання), очевидна цілком задовільна збіжність результатів. Це надає можливість при дослідженнях ступеневої карбонізації вибирати один із цих методів для визначення швидкості процесу. З графіка функції видно, що три періоди карбонізації з поступовим зниженням лужності можна охарактеризувати і трьома різними лінійними ділянками для швидкості карбонізації. Проведена кусочно-лінійна апроксимація графічної залежності швидкості карбонізації. Показано, що зниження швидкості процесу по трьох періодах карбонізації в такому режимі характеризується співвідношенням 6:3:1. Отримані результати були використані як для розробки способу карбонізації із застосуванням флокулянтів, так і варіантів апаратурного оформлення процесу І карбонізації.

Ключові слова: карбонізація соку, стендова установка, дозатор соку, сокогазова суміш, швидкість карбонізації, графічне диференціювання.

Постановка проблеми. З метою удосконалення способу проведення І карбонізації і розробки нових, більш ефективних варіантів апаратурного оформлення потрібно провести подальше вивчення процесів у виробничих умовах на технологічних середовищах. Крім того, для підвищення рівня автоматизації процесів очищення соку необхідні дані про взаємозв'язки

основних параметрів і швидкості карбонізації в умовах проведення карбонізації з поступовим зниженням лужності соку. Аналіз наявної інформації дав змогу обґрунтовано провести вибір основних конструктивних вузлів стенової установки для дослідження процесу I карбонізації з поступовим (плавним) зниженням лужності соку. Насадка КРИМЗ є однією з найбільш ефективних з точки зору інтенсифікації масообмінних процесів, оскільки має великий прохідний переріз (приблизно 50%) і малий гідродинамічний опір. Прилад складається із дисків, які закріплено на штоку. В кожному диску по концентричним колам Н-подібним штампом виконано отвори. Направляючі лопаті відігнуто в різні сторони під кутом до площини диску. На кожному диску насадки напрям руху потоку змінюється на зворотній. Застосування цієї насадки дало змогу реалізувати в колоні стенової установки для I карбонізації режим з поступовим зниженням лужності нефільтрованого соку від початкового до кінцевого значення. Зміною кількості дисків створюється можливість для проведення карбонізації в багатьох ступенях (комірках), число яких (до 14) обумовлює більш повне наближення до режиму ідеального витиснення порівняно, наприклад, із секційними сатураторами. Як показано раніше [1; 2], стенова установка забезпечує необхідний гідродинамічний режим у колоні апарата I карбонізації. Аналіз результатів досліджень технологічних показників роботи періодичних, секційних і секційно-коміркових сатураторів показує, що в процесі I карбонізації з поступовим зниженням лужності соку основного вапнування забезпечуються сприятливі умови для видалення нецукрів. Також досягається високий коефіцієнт використання диоксида вуглецю сатураційного газу при задовільних фільтраційних і седиментаційних властивостях осаду. Проте складність і динамічність процесів, які проходять за відносно короткий час та при взаємному впливі значної кількості факторів, обумовлюють існуючі ускладнення з подальшим підвищенням ефективності карбонізації з поступовим зниженням лужності. Необхідно застосовувати комплексний підхід до проблеми удосконалення процесу карбонізації в такому режимі. Для розроблення нових способів проведення процесу, його апаратного оформлення й адекватних способів автоматичного регулювання необхідні дані стосовно швидкості процесу карбонізації соку основного вапнування. Натепер в науково-технічній літературі практично відсутні дані стосовно зміни швидкості карбонізації гідроксиду кальцію в соку основного вапнування, який обробляється газом у режимі ступінчастої карбонізації.

Мета дослідження: для удосконалення способу карбонізації соку з поступовим зниженням лужності та варіантів апаратного оформлення процесу I карбонізації необхідно дослідити, яким чином змінюється в реальних технологічних середовищах швидкість карбонізації гідроксиду кальцію в гідродинамічних умовах, що наближені до повного витиснення, а також розробити методики визначення швидкості карбонізації соку основного вапнування в умовах I карбонізації.

Матеріали і методи. Дослідження проведені на стеновій установці вертикального апарата I карбонізації з масообмінними насадками, які забезпечували наближений до повного витиснення режим оброблення соку основного

вапнування. В комірках між масообмінними насадками гідродинамічний режим близький до повного перемішування. Отримано величину середнього часу перебування соку в колоні. Для аналізу зміни швидкості карбонізації використано також результати визначення і методіку математичного опису динамічного профілю лужності нефільтрованого соку в апараті [1].

Викладення основних результатів дослідження. Стендова установка складається із колони, в середині якої на штоку закріплені з постійним кроком масообмінні насадки. В нижню частину колони підводиться сік основної дефекації і сатураційний газ. По висоті колони змонтовано з невеликим кроком декілька кранів для відбирання проб. На виході із колони є датчик рН-метра. Витрату сатураційного газу визначали газовим лічильником, а соку — за допомогою індукційного витратоміра. Попередні технологічні випробування установки показали, що регулювати та підтримувати постійне задане значення витрати дефекованого соку звичайною запірно-регулюючою арматурою (без проточного дозатора) досить складно. Часто відбувалося падіння витрати соку при накопиченні часток твердої фази перед регулюючим краном. З метою усунення цього недоліку була розроблена конструкція та виконано розрахунок проточного дозатора соку основного вапнування. Дозатор з постійним рівнем рідини оснащений ємністю, в нижній частині якої встановлено конічний насадок, що має в розширеній торцевій частині форму прямокутника. Плоский струмінь соку із насадка ділиться на дві частини поворотною засувкою. Одна частина соку надходить в колону, а надлишок соку відводиться до заводського апарата основного вапнування (дефекатора) за допомогою трубопроводу.

Методика розрахунку проточного дозатора. Витрата рідини G при витіканні з малих отворів в тонкій стінці при постійному геометричному напорі визначається за формулою [3]:

$$G = \mu \cdot \Omega \sqrt{2gH} , \quad (1)$$

де μ — коефіцієнт витрати; Ω — площа отвору; g — прискорення вільного падіння; H — геометричний напір.

При цьому

$$\mu = \varepsilon \cdot \Psi , \quad (2)$$

де ε — коефіцієнт стиснення струменя; Ψ — коефіцієнт опору.

Зазвичай, при витіканні води із малих отворів у тонкій стінці приймають за даними із довідника такі середні значення коефіцієнтів: $\varepsilon = 0,64$; $\Psi = 0,97$, тоді за формулою (2) $\mu = 0,62$.

Площу поперечного перерізу отвору насадка Ω визначаємо за формулою (1) при різних значеннях геометричного напору H , прийнятних з конструктивних міркувань та з урахуванням реальних обмежень:

$$\Omega = \frac{G}{\mu \cdot \sqrt{2gH}} . \quad (3)$$

Результати розрахунку за формулою (3) кількох варіантів при максимальній витраті соку 4 м³/годину представлені в табл. 1.

Таблиця 1. Параметри варіантів дозатора соку

Параметри	Геометричний напір, м			
	0,5	0,4	0,3	0,2
Площа отвору, мм ²	572	640	739	905
Діаметр отвору, мм	27,0	28,5	30,7	34,0

З урахуванням реальних умов підключення стендової установки до технологічної схеми цукрового заводу із табл. 1 вибрано значення геометричного напору 0,3 м, а в конструкцію дозатора закладено діаметр отвору перед конічним насадком 30,7 мм. Випробування стендової установки з таким дозатором підтвердили правильність результатів розрахунку, що дозволило забезпечити сталу роботу на різних режимах. Відсутність застійних зон у дозаторі усунуло накопичення осадів у трубопроводах, а така система подачі соку основного вапнування забезпечила стабільну витрату соку та можливість її плавного регулювання в межах від 0 до 4 м³/годину.

Для визначення швидкості карбонізації послідовно відбирали проби за напрямком руху сокогазової суміші в колоні із кранів, розташованих з постійним кроком по висоті апарата, а також на вході та виході з нього. Дослідження профілю зміни лужності нефільтрованого соку, а також рН проводили при стабільній роботі стендової установки в заданому технологічному режимі. Для визначення лужності нефільтрованого соку при безперервному перемішуванні на магнітній мішалці відбирали проби соку по 10 мл. В кожну порцію перед потенціометричним титруванням до рН = 4,0 додавали по 10 мл нейтральної дистильованої води. Проби титрували 1/2,8 н або 1/28 н соляною кислотою, концентрацію якої вибирали залежно від вмісту гідроксиду кальцію. Результати титрування наведені в табл. 2.

Потім перераховували отриману при титруванні лужність нефільтрованого соку b_i , % до об'єму соку в г-моль/л СаО за формулою:

$$c_{CaO} = 0,1786 \cdot b_i \quad (4)$$

Приймаємо припущення про рівномірний рух сокогазової суміші по висоті колони. В табл. 2 також надані результати розрахунку за формулою (4) в різні інтервали часу.

Таблиця 2. Результати розрахунку зміни концентрації гідроксиду кальцію в часі

№ шп.	1	2	3	4	5	6	7
Час t , с	0	57,5	115	172,5	230	287,5	345
Лужність нефільтрованого соку b_i , % до об'єму соку	1,27	0,88	0,69	0,53	0,37	0,27	0,18
Концентрація СаО $C_e \cdot 10^1$, г-моль/л (експеримент)	2,27	1,57	1,23	0,946	0,661	0,482	0,321
Концентрація СаО $C_p \cdot 10^1$, г-моль/л (розрахунок)	2,28	1,66	1,21	0,883	0,643	0,469	0,342

Із застосуванням персонального комп'ютера та програми розрахунку за методом найменших квадратів визначали коефіцієнти a і b наближення експоненціальною функцією зміни концентрації діоксиду кальцію в часі:

$$C_p = a \exp(bt). \quad (5)$$

Обчислення параметрів a і b виконувалося за формулами:

$$b = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n \ln y_i - n \sum_{i=1}^n x_i \ln y_i}{\left(\sum_{i=1}^n x_i\right)^2 - n \sum_{i=1}^n x_i^2}; \quad (6)$$

$$a = \exp \left[\frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^n \ln y_i - b \sum_{i=1}^n x_i \right) \right]. \quad (7)$$

У результаті розрахунків за формулами (6) і (7) отримали $a = 2,2836865 \cdot 10^{-1}$; $b = -5,4975617 \cdot 10^{-3}$, а після заокруглення коефіцієнтів функція має вигляд:

$$C_p = 2,28 \cdot 10^{-1} \exp(-5,50 \cdot 10^{-3} t). \quad (8)$$

Візьмемо першу похідну функції (8), яка за фізичним змістом є швидкістю зміни концентрації гідроксиду кальцію або швидкістю карбонізації:

$$\frac{dC_p}{dt} = -1,25 \cdot 10^{-3} \exp(-5,50 \cdot 10^{-3} t). \quad (9)$$

Знак мінус означає, що з ростом часу карбонізації швидкість процесу зменшується. В табл. 3 наведені значення dC_p/dt , які обчислені за рівнянням (9).

Таблиця 3. Результати розрахунку швидкості карбонізації

№ пп.	1	2	3	4	5	6	7
Час t , с	0	57,5	115	172,5	230	287,5	345
Швидкість карбонізації $dC_p/dt \cdot 10^3$, г-моль/л-с	1,25	0,911	0,664	0,484	0,353	0,257	0,187

Проведемо порівняння числових значень швидкості карбонізації, які розраховані за формулою (9), та отриманих безпосередньо за експериментальними даними за допомогою метода графічного диференціювання [4]. За даними дослідів побудували графік функції $C(\tau)$. В експериментальних точках t_i провели нормалі до кривої. Вибрали точку Р (полюс побудови) на від'ємній ділянці осі абсцис поза зоною визначення аргументу t . Відрізок РО = b називається полюсною відстанню. Із полюса провели перпендикуляри до нормалей, які продовжили до перетину з віссю ординат. Із точок перетину перпендикулярів з віссю ординат провели лінії, паралельні осі абсцис. На перетині вертикалей, опущених з експериментальних точок t_i і паралелей, отримали точки графіка функції dC/dt . Масштаб по осі ординат m_y для функції dC/dt визначається за формулою:

$$m_y = \frac{m_x}{m_x \cdot b}, \quad (10)$$

де m_y і m_x — масштаби по осям y і x відповідно; b — полюсна відстань.

Попередньо обчислимо масштаби по осям y і x : $m_y = (2 \cdot 10^{-1} \text{ г-моль/л}) / 100 \text{ мм} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ г-моль/л-мм}$; і $m_x = 300 \text{ с} / 60 \text{ мм} = 5 \text{ с/мм}$.

Задаємо величину полюсної відстані $b = 40 \text{ мм}$ і за формулою (10) одержимо:

$$m_{y'} = 2 \cdot 10^{-3} / 5 \cdot 40 = 1 \cdot 10^{-5} \text{ г-моль/л-с-мм.}$$

Будуємо графік (див. рис.) dC/dt , тоді в експериментальних точках за цим методом маємо такі значення функції (табл. 4):

Таблиця 4. Результати визначення швидкості карбонізації графічним методом

№ пп.	1	2	3	4	5	6	7
Час t , с	0	57,5	115	172,5	230	287,5	345
Швидкість карбонізації $dC_p/dt \cdot 10^3$, г-моль/л-с	1,40	0,76	0,66	0,43	0,37	0,31	0,28

При порівнянні значень функції dC/dt , які отримані двома методами: наближенням за методом найменших квадратів із взяттям похідної (табл. 3) і за допомогою графічного диференціювання (табл. 4), очевидна цілком задовільна збіжність результатів. Це надає можливість при дослідженнях ступеневої карбонізації вибирати один із цих методів для визначення швидкості процесу.

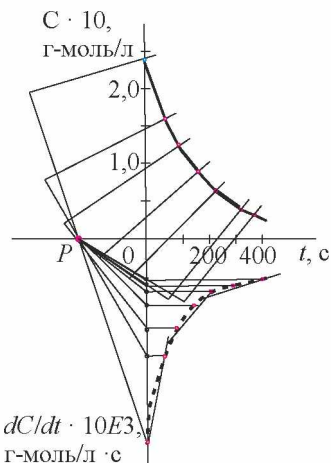


Рис. Визначення швидкості карбонізації при сатурації з поступовим зниженням лужності за методом графічного диференціювання

З графіка функції dC/dt видно, що три періоди сатурації з поступовим зниженням лужності можна охарактеризувати і трьома різними лінійними ділянками для швидкості карбонізації. Проведена кусочно-лінійна апроксимація кривої dC/dt . На першій ділянці тангенс кута нахилу прямої до осі абсцис дорівнює 5,333 (кут 79°), на другій — 1,296 (кут 52°) і на третій — 0,359 (кут 20°). Іншими словами, швидкість карбонізації суттєво зменшується на першому і незначно на останньому етапі, а для другого періоду сатурації характерні проміжні значення.

Причому обчислення відношення кутових коефіцієнтів прямих для апроксимації швидкості карбонізації для трьох періодів показало, що воно орієнтовно дорівнює 15:3,5:1. За одиницю прийнято

кутовий коефіцієнт прямої завершального (третього) періоду сатурації в режимі повного витіснення. Розрахунок відносного зниження швидкості карбонізації по періодам дав такі результати: 60%, 30% і 10%. Тобто падіння швидкості карбонізації по трьом періодам характеризується співвідношенням приблизно як 6:3:1.

У результаті досліджень встановлені окремі кількісні характеристики процесу І сатурації з поступовим зниженням лужності соку. Доцільно розглянути отримані результати з точки зору теоретичних основ роботи хімічних реакторів. У [5; 6] вказано, що при проходженні реакційної суміші через реактор ідеального витиснення по його довжині величина ступеня перетворення збільшується. В зв'язку з тим, що з ростом ступеня перетворення швидкість реакції зменшується, то значення середньої швидкості буде знаходитися між її максимальною величиною на початку реактора і мінімальною на виході з нього. В реакторі ж ідеального змішування величина ступеня перетворення в кожній точці апарата відповідає величині на виході з реактора. В цих умовах середня швидкість процесу дорівнює низькому значенню швидкості на виході з реактора. При однаковому ступені перетворення на виході (як потрібно на І сатурації) реактор ідеального витиснення завжди характеризується найвищою середньою швидкістю процесу. З цієї причини необхідний об'єм реактора такого типу буде найменшим. У нашому випадку використано проміжний варіант оформлення процесу сатурації, в якому на окремих ступенях обробки соку з повним перемішуванням значення швидкості карбонізації хоча і менше, ніж при ідеальному витисненні, проте суттєво вище, ніж в одноступеневому реакторі повного перемішування (наприклад, у типовому сатураторі без контура внутрішньої рециркуляції).

Висновки

У результаті виконаних досліджень і математичної обробки даних розроблено дві методики визначення швидкості карбонізації гідроксиду кальцію при сатурації соку основної дефекації в наближеному до повного витиснення гідродинамічному режимі: метод прямого диференціювання та метод графічного диференціювання. Показано, що зниження швидкостей карбонізації по трьох періодах сатурації в такому режимі характеризується співвідношенням 6:3:1.

Отримані результати були використані як для розробки способу сатурації із застосуванням флокулянтів, так і варіантів апаратурного оформлення процесу І карбонізації. В останньому випадку враховувалися конкретні технологічні особливості процесу та низка обмежень, наприклад, пов'язаних з відкладанням твердої фази на газорозподільчих пристроях і на внутрішніх поверхнях сатураторів.

Література

1. Скорик К. Д. Совершенствование способов проведения и вариантов апаратурного оформлення І сатурации: Автореф. дис. ... канд.техн.наук. Киев, 1989. 24 с.
2. Петриченко И. Б. Повышение эффективности І сатурации с помощью массообменных элементов и пульсационных воздействий: Автореф. дис. ... канд.техн.наук. Киев, 1988. 24 с.
3. Большаков В. А. Справочник по гидравлике. К.: Вища школа, 1977. 273 с.
4. Бронштейн И. Н., Семендяев К. А. Справочник по математике для инженеров и учащихся ВТУЗов. Лейпциг: Тойбнер. М.: Наука, 1981. 718 с.
5. Данкверте П. В. Газожидкостные реакции: Пер. с англ. М.: Химия, 1973. 291 с.
6. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии: 4-е изд., перераб., доп. М.: Химия, 1985. 448 с.