

Гідродинамічна обстановка в сучасних безперервнодіючих реакторах сокоочисного відділення бурякоцукрового виробництва

В.А. Шостаковський, головний хімік, Міжгалузева науково-виробнича асоціація “Фільтрувальна асоціація України”

Л.П. Рева, доктор технічних наук, професор, Національний університет харчових технологій

А.В. Шостаковський, старший науковий співробітник, Українського науково-дослідного інституту харчової промисловості

В.О. Мірошник, доцент, Національний університет біоресурсів та природокористування

Отримані характеристики гідродинамічної обстановки в безперервнодіючих промислових реакторах сокоочисного відділення та проведено їх порівняльний аналіз, в результаті якого визначено найбільш ефективні варіанти апаратурного оформлення процесів очищення дифузійного соку для забезпечення максимального ступеня видалення із нього нецукрів.

Ключові слова: промислові реактори, очищення дифузійного соку, гідродинамічна ситуація, час перебування, цілності розподілу, байпасна та застійна складова, карбонізаційна колона.

Получены характеристики гидродинамической обстановки в непрерывно действующих промышленных реакторах отделения сокоочистки и проведен их сравнительный анализ, в результате которого определены наиболее эффективные варианты апаратурного оформления процессов очистки диффузионного сока для обеспечения максимальной степени удаления из него несахаров.

Ключевые слова: промышленные реакторы, очистка диффузионного сока, гидродинамическая ситуация, время пребывания, плотности распределения, байпасная и застойная составляющие, карбонизационная колонна.

ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ГІДРОДИНАМІКИ БЕЗПЕРЕРВНОДІЮЧИХ РЕАКТОРІВ

Промислові апарати сокоочисного відділення повинні відповідати ряду вимог: технологічних, конструктивних, експлуатаційних, економічних та ін. До технологічних відносять індивідуальні вимоги до кожного апарата для забезпечення максимальної ефективності процесу, враховуючи його специфіку: швидке та якісне змішування вапна з соком, створення умов для поступової обробки соку в апараті, підтримання раціональної динаміки зміни лужності в об'ємі і стабілізація лужності обробленого соку на рівні оптимальної, досягнення підвищених якісних показників соку при мінімальній тривалості процесу, можливості інтенсифікації роботи апарата та ін. На жаль, одночасне виконання всіх вимог (навіть тільки технологічних) неможливе, тому при подальшому дослідженні сучасного стану реакторів сокоочисного відділення будемо орієнтуватися на головну вимогу – забезпечення поступової обробки соків з мінімалізацією дисперсії часу пе-

ребування частинок потоку соку відносно раціонального середнього часу.

В процесах очищення дифузійного соку найкращим технологічним варіантом слід вважати поступову обробку соків по координаті оптимальної тривалості їх перебування (періодичний процес) або по координаті довжини апарата (реактор ідеального витіснення або безперервнодіючий секціонований апарат). Наприклад, періодична сатурація надавала можливість (при однаковій тривалості перебування елементів соку в апараті) в режимі поступового зниження лужності дефектованого соку отримувати максимальні ефекти адсорбційної очистки соку і коефіцієнти використання CO_2 із сатураційного газу. Так, виконані Р. МакДжиннісом порівняння ефективності безперервнодіючого сатуратора з періодичним показали, що при періодичній I сатурації в соку в середньому було менше: солей кальцію – на 43%, колоїдів – на 21%, барвних сполук – на

67% у порівнянні з роботою сучасного безперервнодіючого одноступінчастого сатуратора [1].

Лише деякі із реалізованих на сьогоднішній день у вітчизняній цукровій промисловості апаратів очищення дифузійного соку вапном та вуглекислим газом наближаються до умов поступової обробки соків, в результаті чого загальна ефективність видалення нецукрів із дифузійного соку, як правило, не перевищує 25–30% при відповідних перевитратах вапна.

Таким чином, шляхом дослідження реальної гідродинамічної обстановки у технологічних апаратах сокоочисного відділення, розробки та використання раціональних гідродинамічних моделей у поєднанні їх з кінетичними моделями визначальних фізико-хімічних процесів та комплексною оптимізацією, можлива інтенсифікація технологічних процесів шляхом розроблення нових високоефективних варіантів їх апаратурного оформлення з модернізацією існуючих.

В сучасних односекційних апаратах для очищення дифузійного соку гідродинамічна обстановка, на жаль, наближається до режиму реактора ідеального змішування, який характеризується не поступовою зміною концентрації цільового компонента, а швидким (майже миттєвим) зменшенням його концентрації до вихідних параметрів. Тому є необхідність порівняти гідродинамічну обстановку в існуючих апаратах очищення дифузійного соку з моделями реакторів ідеального змішування та витіснення.

МОДЕЛЬ РЕАКТОРА ІДЕАЛЬНОГО ЗМІШУВАННЯ (РІЗ)

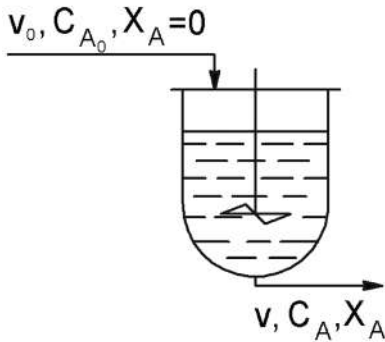


Рис.1.А.

В реакторі ідеального змішування (рис. 1А) інтенсивно перемішується вхідна рідина з масою, що вже знаходиться в апараті, в результаті чого у всіх точках реакційного об'єму миттєво вирівню-

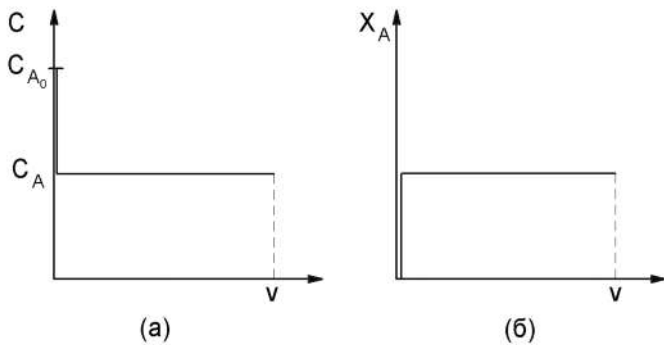


Рис.1А. Криві а, б

ються параметри, які характеризують технологічний процес: концентрація (С_А), ступінь перетворення (Х_А) тощо (криві а, б, рис. 1А).

Середній час $\tau_{сеп}$ перебування частинок в об'ємі реакційної суміші ($V_{р.с.}$) для реакторів ідеального змішування може бути розрахований по формулі

$$\tau_{сеп} = \frac{V_{р.с.}}{v} \quad (1)$$

Але час перебування будь-якої одиночної частинки в РІЗ дуже нерівномірний і може в принципі коливатись в межах $0 \leq \tau^* \leq \infty$ (крива в, рис. 1А.). Розв'язавши рівняння матеріального балансу по реагенту А для реактора ідеального змішування через ступінь

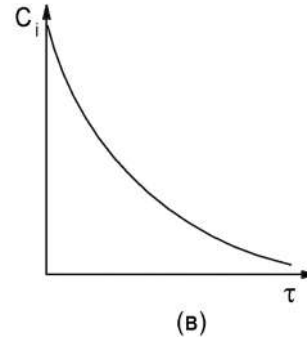


Рис. 1А. Криві в

перетворення X_A для незворотної реакції першого порядку $A \rightarrow B$, отримуємо рівняння для визначення $\tau_{сеп}$ по заданому ступеню перетворення цільового компонента в РІЗ:

$$\tau_{сеп} = \frac{1}{k} \cdot \frac{X_A}{1 - X_A} \quad (2)$$

В технології бурякоцукрового виробництва близьким до режиму ідеального змішування є рух рідини в барботажному шарі сучасних односекційних сатураторів.

МОДЕЛЬ РЕАКТОРА ІДЕАЛЬНОГО ВИТІСНЕННЯ (РІВ)

Час перебування всіх частинок в потоці реактора ідеального витіснення (рис. 1Б) однаковий

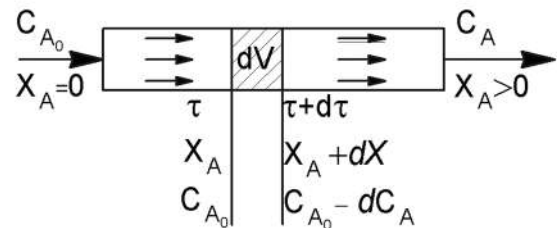


Рис.1.Б.

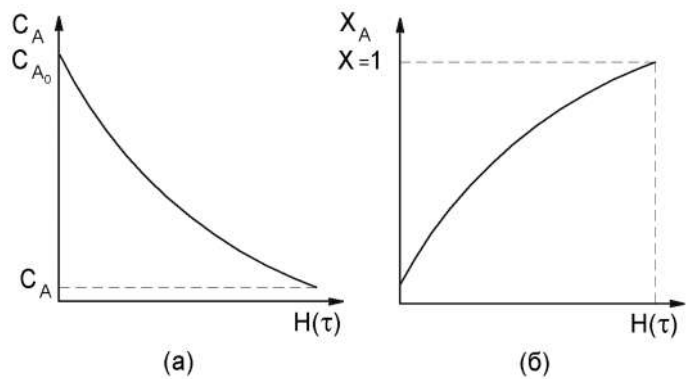


Рис.1Б. Криві а, б

(крива в., рис. 1Б). Це практично єдиний із гідродинамічних потоків, для якого формула (1) дає не тільки середній час перебування, але і конкретний однаковий час перебування будь-якої частинки рідини, що рухається в поршневному режимі через апарат (τ^*)

$$\tau^* = \tau_{сеп} = \frac{V_{р.с.}}{v} \quad (3)$$

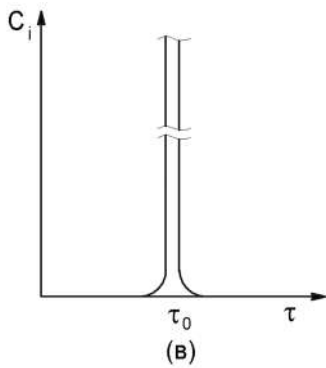


Рис.1.Б. Криві в

По висоті (довжині) реактора ідеального витіснення плавно змінюється концентрація реагенту C_A та збільшується ступінь перетворення X_A , що дуже важливо для основних процесів очищення дифузійного соку: попередньої та основної дефекації, I та II сатурації (криві а-б., рис.1.Б). В РІВ всі частинки рухаються паралельно з однаковою швидкістю, тобто час перебування їх однаковий. На миттєве введення індикатора в поступаючий потік РІВ через деякий час виявляється миттєвий вихід всього індикатора і після цього зразу ж зниження його концентрації до 0 (крива в., рис.1.Б).

При аналізі процесу в елементарному об'ємі dV за час $d\tau$ у РІВ, спочатку було складено рівняння матеріального балансу для елементарного об'єму, після інтегрування якого отримали рівняння матеріального балансу для всього об'єму

РІВ і для реакції першого порядку $A \rightarrow B$ в системі РІВ отримали вираз:

$$\tau = \frac{1}{k} \cdot \ln \frac{1}{1 - X_A} \quad (4)$$

Рівняння (2) та (4) дають можливість, при відомій кінетиці реакції першого порядку і заданому ступеню перетворення X_A , визначити необхідний час перебування реагентів в реакторах РІЗ і РІВ, а також розрахувати розміри цих реакторів при заданих об'ємних витратах потоків реагентів і ступенях їх перетворення.

Якщо в РІЗ концентрації реагентів у всіх точках об'єму зразу ж дорівнюють відносно малій кінцевій концентрації, то в РІВ має місце поступова зміна концентрації початкових реагентів при більшій середній рушійній силі процесу, яка в РІВ буде завжди значно вищою, ніж в РІЗ, і тому для досягнення того ж ступеня перетворення реакційних компонентів в РІВ потрібний значно менший час перебування реагентів і менші габаритні розміри реактору.

Із табл. 1 видно, що необхідні корисні об'єми РІЗ набагато більші ніж РІВ, особливо при підвищенні ступеня перетворення цільового компонента більш 90%, що показує технологічну доцільність наближення до технології РІВ, наприклад, в апаратурному оформленні основної дефекації для ступеня лужного розкладання інвертного цукру більше 95% [3].

Таблиця 1

Порівняння співвідношень V_{PIZ}/V_{PIB} при різних необхідних величинах X_A [2].

X_A	0,5	0,7	0,9	0,95	0,99	0,999
V_{PIZ}/V_{PIB}	1,5	2	4	6	22	140

МОДЕЛЬ КАСКАДУ РЕАКТОРІВ ІДЕАЛЬНОГО ЗМІШУВАННЯ

Для інтенсифікації технологічних процесів очищення дифузійного соку буде доцільним встановлення серії послідовно з'єднаних реакторів ідеального змішування – каскаду реакторів (рис. 1В), в якому склад реакційної суміші поступово змінюється при переході із одного РІЗ в інший (рис. 1В). Потоки ідеального змішування (для $n = 1$) і ідеального витіснення (для $n = \infty$) є крайніми випадками коміркової моделі.

При однаковому об'ємі з'єднаних послідовно реакторів $\tau_1 = \tau_2 = \dots = \tau_n = \tau$ сумарний час перебування у каскаді буде:

$$\tau_k = \sum_{i=1}^n \tau_i = n \cdot \tau \quad (5)$$

а концентрація цільового компонента впродовж секцій РІЗ (рис. 1В) змінюється в заданому режимі, що наближається до режиму РІВ (крива а, рис. 1Б). Тоді досягнутий ступінь перетворення реагенту А в каскаді складе:

$$X_{Ak} = 1 - \frac{1}{(1 + k \cdot \tau_k / n)^n} \quad (6)$$

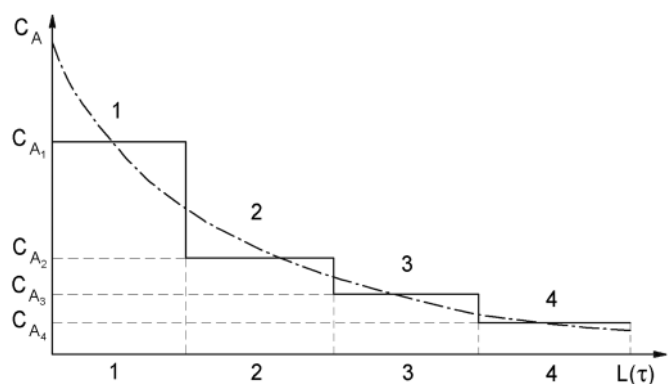


Рис. 1В.

ВІДХИЛЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ РЕАЛЬНИХ РЕАКТОРІВ ВІД ІДЕАЛІЗОВАНИХ МОДЕЛЕЙ

Як відомо [4-7], результати роботи технологічних апаратів безперервної дії великою мірою визначаються особливостями руху через них потоку соку і тому ці питання потребують більш детального дослідження для конкретних апаратів, які нас цікавлять.

Виходячи з того, що лише окремі із апаратів очищення дифузійного соку вапном та вуглекислим газом працюють в режимі, що можна вважати кращим з технологічної точки зору поступової обробки соків, була поставлена задача проаналізувати гідродинамічну обстановку в експлуатованих апаратах сокоочисного відділення з точки зору їх відповідності технологічним вимогам та необхідності внесення відповідних поправок на ступінь неідеальності гідродинамічного потоку.

Проблема вивчення структури потоку на практиці зводиться до дослідження кривих зміни в часі концентрації індикатора на виході із апарата, так званої С – кривої «відгуку», у відповідь на введення індикатора на вхід в апарат (наприклад, імпульсним методом) і визначення на їх основі розподілу часу перебування елементів потоку рідини в апараті [4, 5, 7].

Для дослідження структури потоків у промислових апаратах необхідно, перш за все, отримати експериментальні криві відгуку на імпульсне введення індикатора $C_i = f(\tau)$. При цьому початкова концентрація індикатора в об'ємі реактора при $\tau = 0$ буде $C_{i_0} = Q_{i_0} / V_p$ (де Q_{i_0} – кількість індикатора, введена в реакційний об'єм апарата V_p), приведена ж концентрація індикатора визначається по формулі $C_e \tau = C_i / C_{i_0}$ (де C_i – поточна концентрація індикатора на виході із апарата).

Проінтегрувавши вираз, $\int_0^\infty C_e(\tau) d\tau$ можемо отримати величину загальної кількості індикатора (імпульсно введеного в апарат):

$$\int_0^\infty C_e(\tau) d\tau = Q_{i_0} \quad (7)$$

Щоб одержати щільність розподілу дійсного часу перебування елементів потоку рідини в апараті, експериментальні криві відгуку $C_e(\tau)$ необхідно пронормувати по формулі:

$$C(\tau) = \frac{C_e(\tau)}{Q_{i_0}} = \frac{C_e(\tau)}{\int_0^\infty C_e(\tau) d\tau} \approx \frac{C_e}{\sum C_e \Delta\tau} \quad (8)$$

Середній час перебування елементів потоку у промисловому апараті визначається за формулою для першого моменту розподілу за експериментальною кривою відгуку:

$$\bar{\tau} = M_1^\tau = \frac{\int_0^\infty \tau \cdot C_e(\tau) d\tau}{\int_0^\infty C_e(\tau) d\tau} \approx \frac{\sum \tau \cdot C_e}{\sum C_e} \quad (9)$$

Використовуючи формулу (9), а також інший вираз для визначення $\tau_{cep} = V_p / v$ для промислового проточного апарату, переходимо до іншого варіанту щільності розподілу безрозмірного часу перебування елементів потоку в апараті ($\Theta = \tau / \bar{\tau}$):

$$C(\Theta) = C(\tau) \cdot \bar{\tau} = \frac{\bar{\tau} \cdot C_e(\tau)}{\int_0^\infty C_e(\tau) d\tau} \quad (10)$$

Із сукупності найважливіших статистичних параметрів розподілу часу перебування елементів потоку в реальних проточних апаратах (дисперсії, середнього часу перебування, моментів другого та третього порядку, безрозмірного часу та ін.) найбільш важливим, з технологічної точки зору, є середній час перебування, як перший статистичний момент розподілу. Але, на жаль, через наявність байпасів і застійних зон середній час перебування у промислових апаратах не є достатньою технологічною характеристикою, щоб ефективно реалізувати процеси з однаковою тривалістю перебування елементів потоку в апаратах згідно з вимогами кінетики протікаючих визначальних хімічних реакцій.

Коли характер потоку з введеним індикатором не відповідає на виході з реактора ні ідеальному змішуванню (крива в, рис. 1А), ні ідеальному витісненню (крива в, рис. 1Б) то концентрація індикатора на виході із реального апарату спочатку зростає в часі і після проходження через максимум поступово знижується (крива 1, рис. 2) [8]. Структура потоку в такому реакторі займає дея-

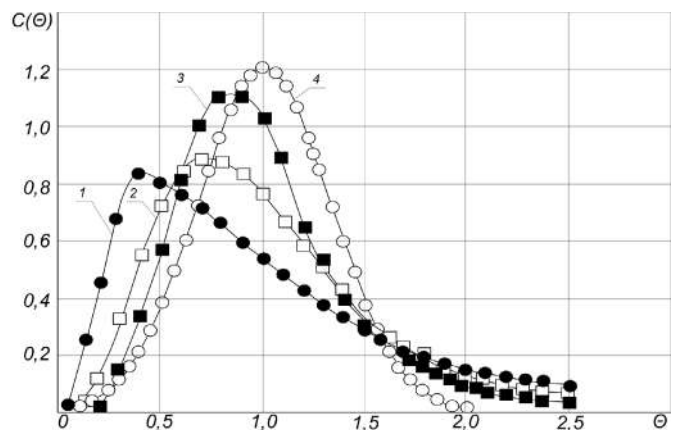


Рис. 2.

ке проміжне положення між структурами потоків в РІЗ і РІВ, причому наближення її до потоку ідеального витіснення шляхом секціонування робочого об'єму буде сприяти підвищенню технологічної ефективності даного апарата.

З **рисунку 2** видно, що із збільшенням кількості секцій в барботажному сатураторі до шести (причому кожна секція його працює майже в режимі РІЗ за рахунок енергії барботуючого газу) гідродинамічний режим секційного сатуратора наближається до технологічно доцільного режиму реактора ідеального витіснення (**криві а, в, рис. 1А**), гідродинамічною моделлю якого нами була обрана щільність нормального розподілу часу перебування згідно закону Гауса $\Theta_s = 1$ з і довірчою оцінкою за правилом 3σ . Тому аналіз оцінки ефективності обробки соків в залежності від гідродинамічних режимів роботи різних промислових реакторів очищення дифузійного соку здійснювався порівнянням кривих щільностей розподілу часу перебування елементів соку в них із щільністю нормального розподілу згідно закону Гауса (виконуючи правило 3σ):

$$C(\Theta) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \cdot e^{-\frac{(\Theta-\Theta_s)}{2\sigma^2}} \quad (11)$$

Де $\Theta - \Theta_s$ – нормоване відхилення поточного безрозмірного часу Θ від середнього з $\Theta_s = 1$.

σ – середнє квадратичне відхилення нормального розподілу або стандарт (котрий характеризує розсіяння вимірюваних величин навколо середньої величини). Сутність правила у тому, що відхилення істинного значення вимірюваної величини від середнього арифметичного значення результатів не перевищує потроєного середнього квадратичного відхилення, тобто відхилення більші, ніж потроєний стандарт, практично неможливі, при цьому ймовірність входження дослідних даних в площу обмежену **кривою 4 (рис. 2)** за дослідженнями Р.Л. Чебишева (з доповненнями О.М. Ляпунова) складе $p=0,997$, тобто 99,7% вимірів [6, 9].

Оцінка результативності функціонування різних варіантів апаратурного оформлення процесів очищення дифузійного соку порівнянням щільностей розподілу часу перебування елементів сокового потоку в них з нормальним розподілом Гауса дозволило також визначити ряд найважливіших характеристик реальних апаратів – байпасних та застійних складових потоків, ефективність обробки, та ін.

Для кількісної оцінки частини недообробленого соку (байпасу) або надмірно обробленого (застійної зони) було виконано накладення в одній координатній площині залежності $C = f(\Theta)$, площ, обмежених кривими щільностей розподілу часу перебування для сучасних промислових апаратів очищення дифузійного соку (наприклад, одноксекційного переддефекатора ПР) і кривої нормального розподілу Гауса за правилом 3σ (**рис. 3**).

В результаті цього накладення величину площі OFGO, обмеженої відрізком кривої 1 щільності розподілу від 0 до точки перетину G з лівою гілкою кривої 2 Гауса можна вважати байпасною

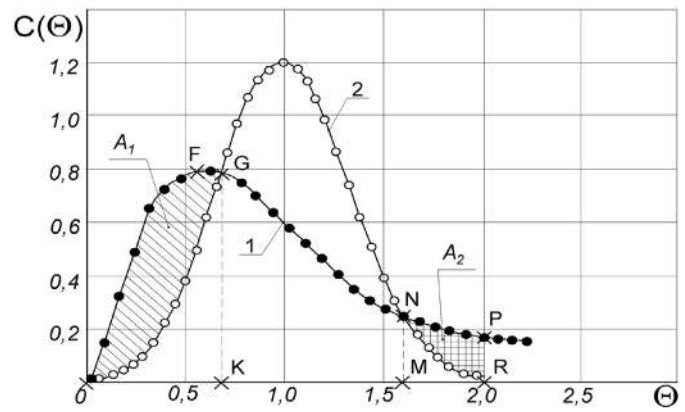


Рис. 3.

складовою потоку A1, а площу RNPR, обмежену правими низхідними гілками від точки їх перетину N і до перпендикуляра від точки зіткнення R кривої 2 Гауса з віссю абсцис до кривої щільності розподілу – застійною складовою потоку A2. Таким чином, якщо площі заштрихованих областей A1 та A2 вважати відносними порівняльними параметрами наявності байпасу та застійних зон в реальних технологічних апаратах, то величину ефективності обробки соків в них можна умовно визначати, використовуючи рівняння:

$$E = 100 - (A_1 + A_2), \% \quad (12)$$

де A1 - величина площі OFGO (як різниця площ OFGK і OGK) - байпасна складова потоку;

A2 - величина площі RNPR (як різниця площ MNPR і MNR) – застійна складова потоку;

(A1+A2) - сумарна складова байпасу та застійних зон в апараті.

Слід відмітити, що при найбільш точному визначенні площі A2 необхідно було б експериментально продовжити реєстрацію вихідних концентрацій індикатора по низхідній кривій щільності до перетину її з віссю абсцис. В наших дослідах після припинення вимірів вихідної концентрації індикатора з апарата його залишалось в ньому не більше декількох відсотків від початкової. Досить точне визначення величин застійних зон (після припинення реєстрації вихідних концентрацій індикатора) можна зробити за допомогою математичного екстраполювання експериментальних кривих відгуку до точки перетину їх з віссю абсцис за методикою [10]. На даному ж етапі, для порівняльних оцінок величин застійних зон у різних промислових апаратах, нами була використана площа A2, заштрихована на **рис. 3**.

Запропонований метод оцінки байпасної та застійної складових потоку соку в апаратах, ефективності обробки соку та інших параметрів був використаний для ідентифікації експериментальних кривих, отриманих при дослідженні гідродинамічної ситуації у відповідних промислових реакторах очищення дифузійного соку. Результати виконаного аналізу гідродинамічної обстановки в сучасних переддефекаторах, дефекаторах, апаратах I та II сатурації будуть проілюстровані нижче.

ТЕХНОЛОГІЇ

АНАЛІЗ ГІДРОДИНАМІКИ ПОТОКІВ В БЕЗПЕРЕРВНОДІЮЧИХ АПАРАТАХ ОЧИЩЕННЯ ДИФУЗИЙНОГО СОКУ

Для здійснення попередньої дефекації дифузійного соку найбільш поширеними є односекційний переддефекатор ПР (рис. 4А), горизонтальний прогресивний протитечійний переддефекатор Брігель-Мюллера (рис. 4Б), вертикальний прогресивний протитечійний переддефекатор секціоногового типу РЗ-ППА (КТІХП) (рис. 4В) та інші [11–13].

застійної складової $A_2 = 5,2\%$ та ефективність обробки соку $E = 74,2\%$.

Апарат секціоногового типу Брігель-Мюллера (рис. 4Б) є удосконаленим варіантом апаратного оформлення вапнякової прогресивної переддефекації Дедека-Вашатко в напрямку ліквідації характерних для попереднього апарата зон перелуження соку (за винятком останньої), хоча рН-метричний контроль і регулювання заданого оптимального рН соку на виході із переддефекатора є недостатньо точним у порівнянні з технологічною оптимізаці-

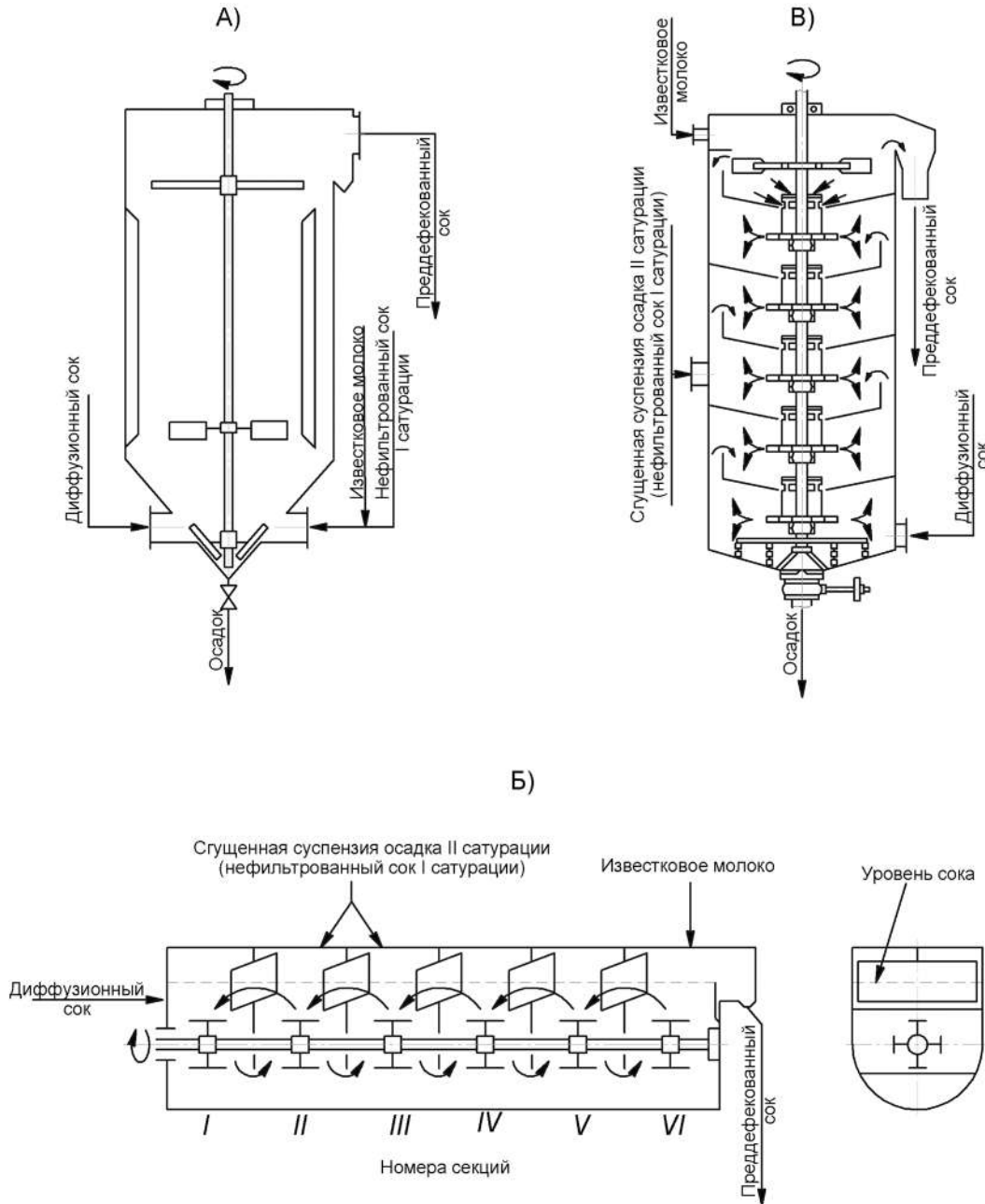


Рис. 4А, 4Б, 4В.

На рисунку 5 представлені щільності розподілу безрозмірного часу перебування елементів потоку соку в односекційному переддефекаторі ПР (крива 1), переддефекаторах: Брігель-Мюллера (крива 2) та РЗ-ППА (КТІХП) (крива 3), а також крива 4 нормального розподілу Гауса. Як видно із кривої 1 (рис.5) при середньому часі перебування елементів сокового потоку в апараті ПР 6,3хв., величина байпасної складової потоку $A_1 = 20,6\%$, а

ю II сатурації [12, 14]. У горизонтальному прогресивному переддефекаторі Брігель-Мюллера (крива 2, рис. 5) величина байпасної складової потоку, (яка має місце в самій нижній частині корита переддефекатора) $A_1 = 13,9\%$, застійної $A_2 = 3,6\%$ при величині ефективності обробки соку $E = 82,5\%$. Виходячи з цього можна стверджувати, що апарат прогресивної протитечійної переддефекації Брігель-Мюллера хоча і дає можливість отри-

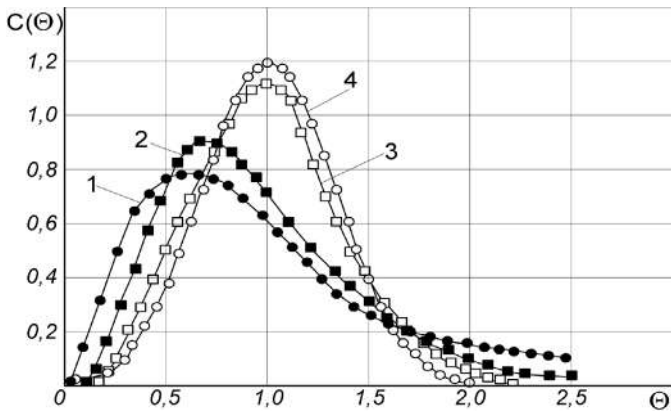


Рис. 5.

мати плавну криву нарощування рН по секціям при підвищеній ефективності обробки соку (порівняно із односекційним переддефектором ПР) але гідродинаміка цього апарату потребує подальшого удосконалення.

У вертикальному прогресивному переддефекторі РЗ-ППА (КТІХП) (рис. 4В) характер кривої щільності розподілу 3 (рис. 5) підтверджує наявність в ньому невеликої байпасної складової потоку $A_1=7,6\%$ та застійної $A_2=2,4\%$. Як показують наведені дані в вертикальному переддефекторі РЗ-ППА (КТІХП) ефективність обробки соку $E = 90,0\%$, що перевищує цей показник для горизонтального переддефектора Брігель-Мюллера та односекційного переддефектора ПР відповідно на $7,5\%$ та $15,8\%$.

Аналізуючи криві 1, 2 та 3 (рис. 5) неважко впевнитись у тому, що максимумами щільностей

розподілу кривих 2 та 3 поступово зміщуються в сторону максимуму кривої нормального розподілу Гауса з $\Theta = 1$, як моделі наближеної до режиму РІВ і таким чином свідчать про поліпшення гідродинамічної обстановки в прогресивних протитечійних переддефекторах Брігель-Мюллера та РЗ-ППА (КТІХП) порівняно з односекційним переддефектором ПР.

Покращенню структури потоків в прогресивних протитечійних переддефекторах сприяє поздовжнє або поперечне їх секціонування з встановленням відповідних перегородок по руху соку, оскільки у такий спосіб обмежується можливість виникнення неоднорідностей (байпасної та застійної складових, циркуляційних контурів та ін.). Корисний ефект як поздовжнього так і поперечного секціонування підтверджено досвідом експлуатації прогресивних протитечійних переддефекторів Брігель-Мюллера та РЗ-ППА (КТІХП).

На рисунку 6А представлений односекційний дефектатор ОД, а на рисунку 6Б - вертикальний секціонований дефектатор НУХТ [3, 11]. Досвід експлуатації односекційних дефектаторів ОД з однією не досить ефективною мішалкою у нижній частині апарату довів нагальну потребу їх конструктивного переобладнання в напрямку секціонування об'єму дефектаторів для забезпечення практично однакового часу перебування елементів соку і поступової обробки його по довжині апарату, досягаючи при цьому заданого ступеню розкладання нецукрів: інвертного цукру, амідів, солей амонію і високої термостійкості соку [3].

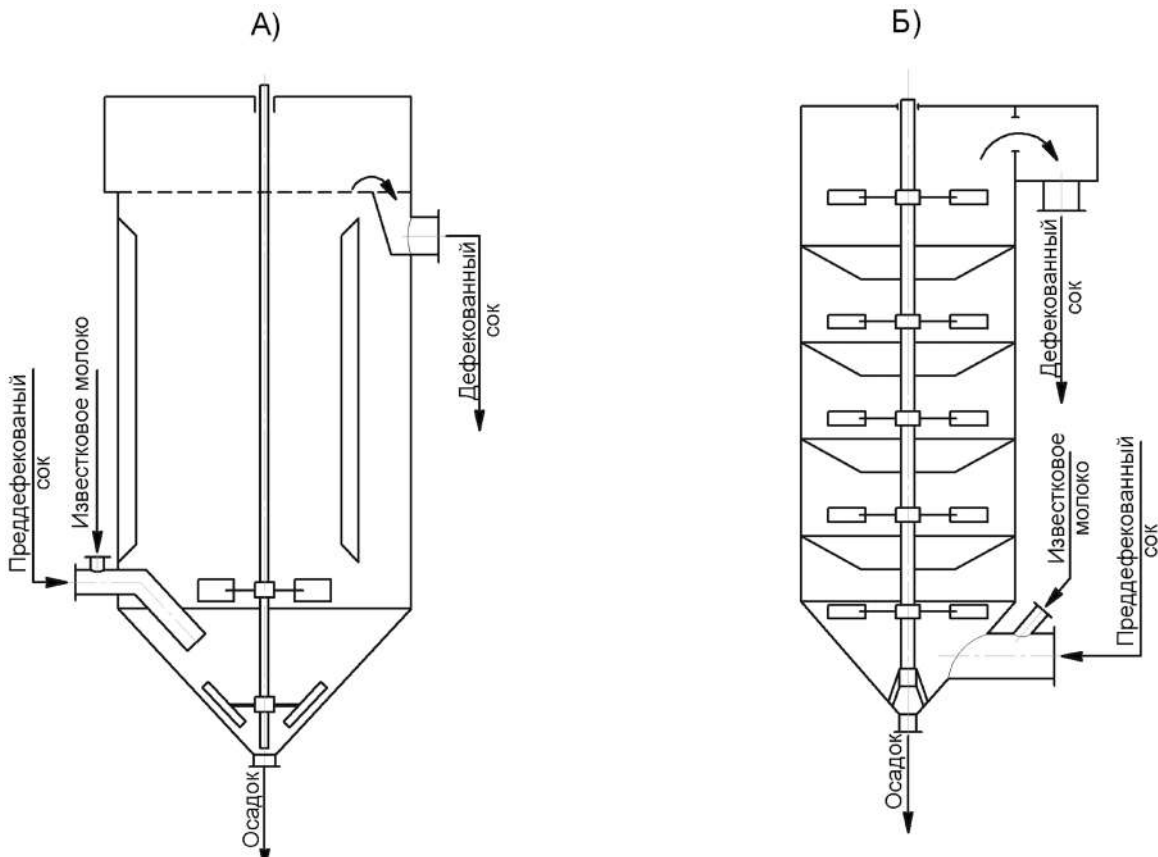


Рис. 6А, 6Б.

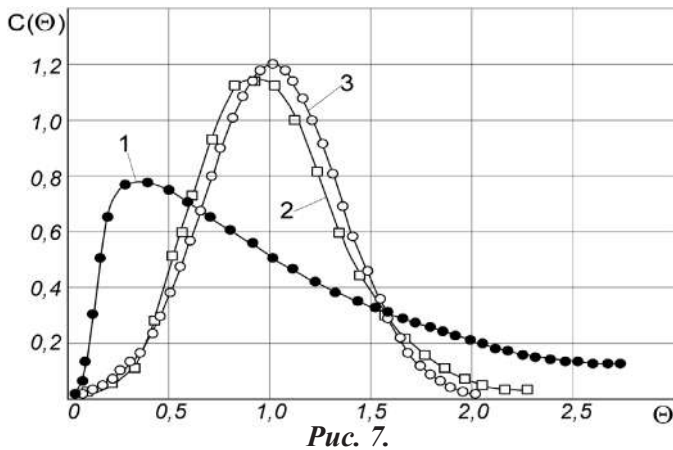


Рис. 7.

На **рисунку 7** представлені щільності розподілу $C(\Theta)$ безрозмірного часу перебування елементів сокового потоку в одnoseкційному дефекаторі ОД (крива 1), вертикальному секціонованому дефекаторі НУХТ (крива 2), а також крива 3 нормального розподілу Гауса. Виходячи із щільності розподілу часу перебування, отриманої при дослідженні гідродинамічної обстановки в одnoseкційному дефекаторі ОД (крива 1, рис. 7) було встановлено, що дефекатор ОД працює при середньому часі перебування в ньому елементів сокового потоку 9,8 хв. та величинах байпасної складової $A1 = 24,9\%$ та застійної складової $A2 = 6,6\%$, які вказують на значне відхилення структури сокового потоку в цьому дефекаторі від моделі РІВ.

Про незадовільну гідродинамічну обстановку в одnoseкційному дефекаторі ОД свідчить також досить низька ефективність обробки соку

$E = 68,5\%$, що не сприяє досягненню головної мети основної дефекації - максимального розкладання інвертного цукру та амідів і підвищення термостійкості соку [3].

Найбільш вдалим є спроби секціонування об'ємів дефекаторів ОД, що б максимально наблизити ці апарати до режиму ідеального витіснення, оскільки при цьому виключається змішування поступаючого переддефекованого соку з уже обробленим. Поперечне секціонування вертикального дефекатора НУХТ (**рис. 6Б**), розділення його на ряд секцій з додатковим перемішуванням соку в кожній із них дає можливість звести до мінімуму байпасну складову потоку і створює умови для реалізації режиму поступової обробки соку з практично однаковим часом перебування [15].

При порівнянні щільностей розподілу часу перебування елементів сокового потоку в вертикальному секціонованому дефекаторі НУХТ (крива 2, рис. 7) з кривою нормального розподілу Гауса (крива 3, рис. 7) виявилось, що максимум кривої 2 (рис. 7) для вертикального секціонованого дефекатора НУХТ при середньому часі перебування елементів сокового потоку в цьому дефекаторі 12,7 хв. практично досягає максимуму кривої нормального розподілу Гауса, характерного для режимів наближених до РІВ.

Із отриманих даних також видно, що в вертикальному секціонованому дефекаторі НУХТ величина байпасної складової $A1 = 8,9\%$, а застійної $A2 = 2,2\%$. При таких характеристиках щіль-

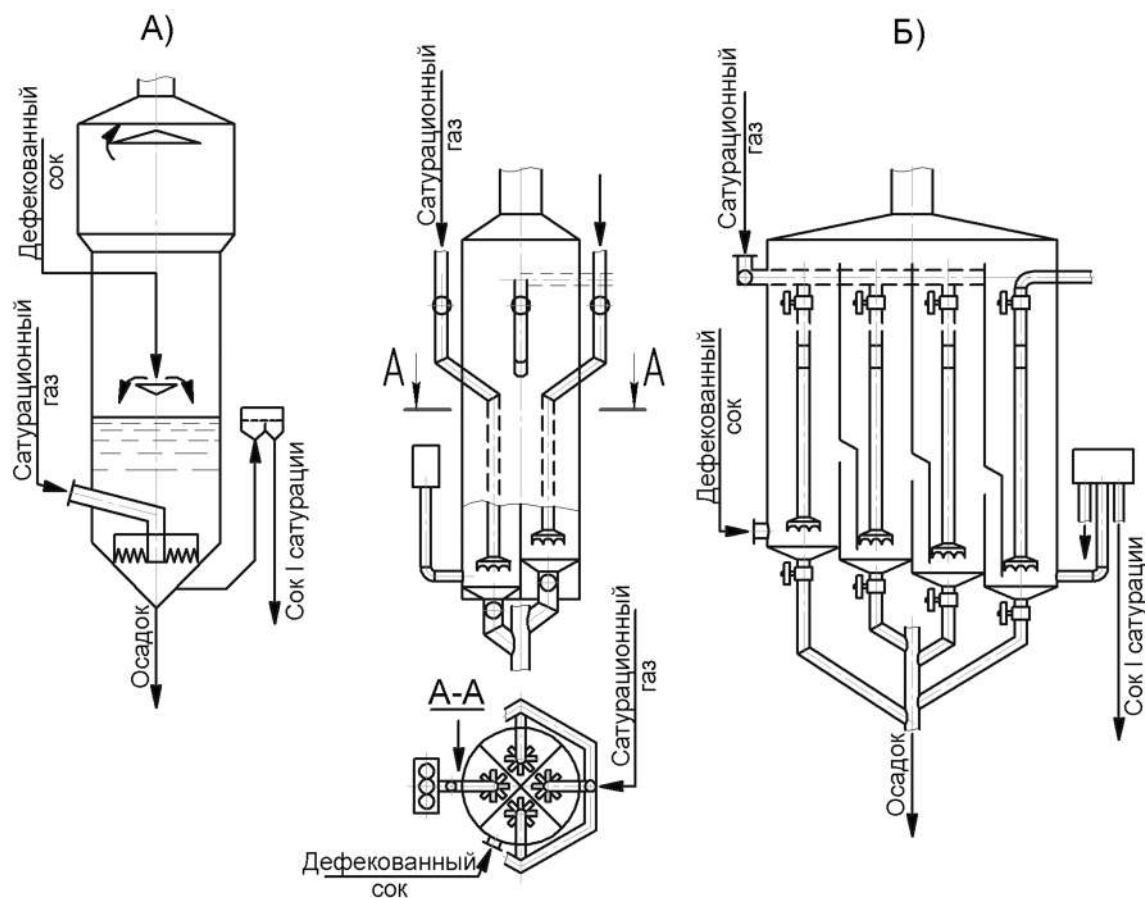


Рис. 8А, 8Б.

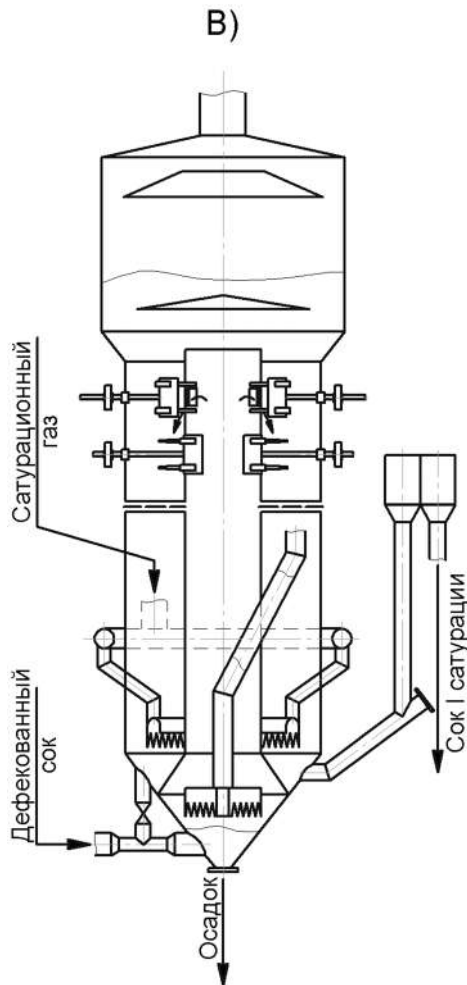


Рис. 8В.

ностей розподілу для вказаного дефекатора, величина ефективності обробки соку E зростає до 88,9%.

Відомо, що гідродинаміка потоків в існуючих сатураторах як барботажного, так і решітчатого із тангенціальним підводом газу, характеризується повздовжньою та поперечною їх нерівномірністю, яка зростає при масштабному переході до апаратів більшої продуктивності [15].

На рис. 8А представлений сучасний односекційний барботажний сатуратор, на рисунку 8Б – секційно-ступінчастий барботажний (КТІХП), а на рисунку 8В – прямоточно-протитечійний барботажний сатуратор (КТІХП) [16-18].

Характерними недоліками односекційних барботажних сатураторів (рис. 8А), які працюють в режимі інтенсивного змішування енергією введеного газу, є відсутність поступового зниження лужності дефекованого соку від початкової до кінцевої оптимальної для досягнення максимального ступеню адсорбції розчинних нецукрів на утвореному осаді CaCO_3 , наявність флуктуацій перегазованого (0,04% CaO) та недогазованого соку (0,24% CaO), при наступному змішуванні яких в об'ємі сатуратора утворюється сік із низькою сумарною лужністю і видимістю отримання на виході нормально відсатурованого соку (0,14-0,1% CaO), в результаті чого має місце дуже низький ефект адсорбційного видалення нецукрів і коефі-

цієнт використання CO_2 із сатураційного газу [16, 17] у порівнянні із режимом поступового зниження лужності, характерного для періодичної сатурації.

На рисунку 9 зображена усереднена щільність розподілу $C(\Theta)$ безрозмірного часу перебування елементів сокового потоку в односекційному барботажному сатураторі (крива 1) у порівнянні з кривою нормального розподілу Гауса (крива 2). Як видно із кривої 1 при середньому часі перебування 12,5 хв. елементів сокового потоку в першому сатураторі ефективність обробки соку E складає лише 67,3%, при величинах байпасної складової потоку $A1 = 24,3\%$ та застійної $A2 = 8,4\%$.

Перехід від ефективних в технологічному відношенні періодичних сатураторів до безперервних односекційних апаратів з великою нерівномірністю часу перебування елементів сокового потоку, відсутністю поступового зниження лужності дефекованого соку і роботі із низькою сумарною лужністю соку, з байпасною складовою сокового потоку та застійними зонами, не сприяє підвищенню якісних показників очищення соків, а навпаки веде до погіршення ефектів адсорбційного очищення та ступеню використання CO_2 [16,17], хоча при цьому забезпечуються відносно високі седиментаційно-фільтраційні показники соку I сатурації.

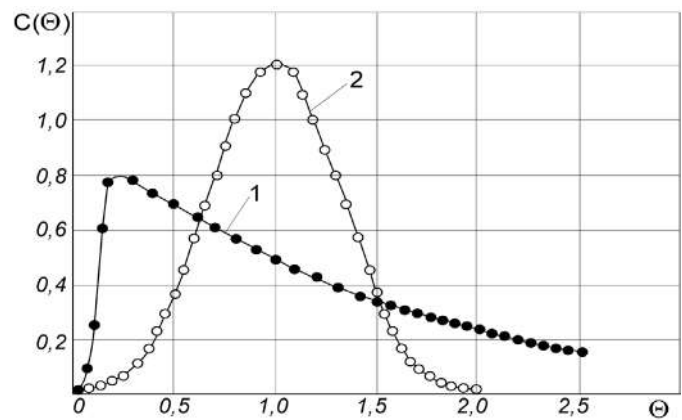


Рис. 9.

Найбільш ефективним варіантом безперервної сатурації дефекованого соку слід вважати такий, який буде здійснюватись при поступовому зниженні лужності дефекованого соку, характерному для періодичної сатурації, і максимальному ступеню адсорбційного видалення нецукрів на утвореному в зонах високої лужності дрібнодисперсному осаді карбонату кальцію і коефіцієнті використання CO_2 із сатураційного газу (крива 1, рис. 10).

З цієї точки зору найкращими варіантами апаратурного оформлення безперервної сатурації будуть секціоновані безперервнодіючі сатуратори, в яких забезпечується (подібно до режиму періодичної сатурації) поступове зниження лужнос-

ТЕХНОЛОГІЇ

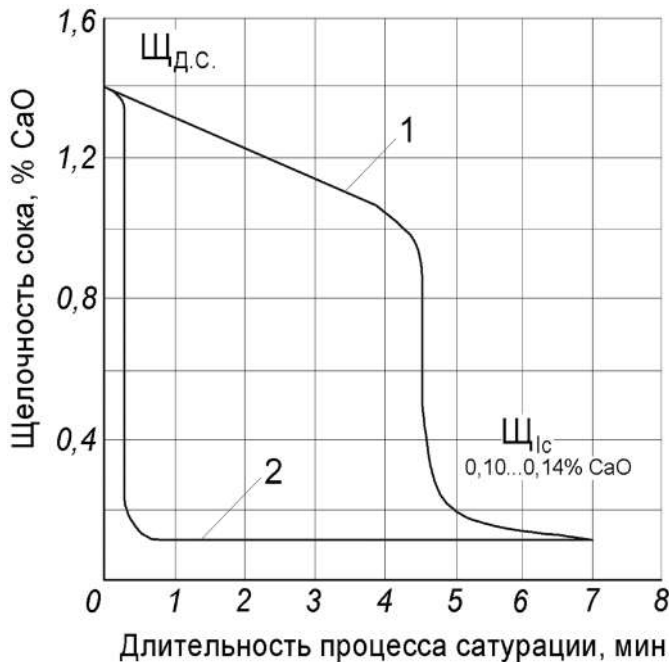


Рис. 10.

ті дефектованого соку до нормально відсатурованого. Різні варіанти таких апаратів були розроблені на кафедрі технології цукристих речовин НУХТ та успішно випробувані в промисловості з високими адсорбційними ефектами та коефіцієнтами використання CO_2 , один із яких (секційно-ступінчастий) наведено на **рисунку 8Б** [16, 17].

На жаль, багатосекційні сатуратори до цього часу не отримали широкого промислового впровадження, перш за все, через відсутність автоматичних алкаліметрів для безперервного підтримання заданих величин активної лужності соку в секціях (особливо перших) і автоматичного регулювання подачі сатураційного газу за заданим ступенем карбонізації вапна в кожній секції.

Одним із найпростіших варіантів реалізації режиму поступового зниження лужності дефектованого соку є конструкція сатуратора, представленого на **рисунку 8В**, соковий об'єм якого розділений вертикальною, закритою знизу трубою на дві секції і створенням режиму прямоточно-протитечійного взаємного руху соку і газу, перевагою якого є те, що при висоті вертикальної труби більше 5 метрів (перша секція) в ній забезпечується поступове зниження лужності дефектованого соку із високим адсорбційним ефектом очищення соку і ступенем використання CO_2 і остаточним досатуруванням соку до оптимальних рН і лужності у кільцевому просторі другої секції [18].

Зручнішим варіантом реалізації двохсекційного прямоточно-протитечійного сатуратора є встановлення послідовно перед основним сатуратором виносного прямотечієного адсорбційного карбонізатора ІА з введенням дефектованого соку в нижню його частину і верхнього виходу із нього частково відсатурованого дефектованого соку з подачою його на розподільчу тарілку у верхній частині основного сатуратора ІБ [19, 20].

Виробнича експлуатація встановленого на Набутівському цукровому заводі карбонізатора ІА показала його високу ефективність за адсорбційним видаленням розчинних нецукрів. Утворення дрібнодисперсних частинок осаду CaCO_3 з високою адсорбційною здатністю в умовах високої лужності соку у адсорбційному карбонізаторі ІА у порівнянні із низькою сумарною лужністю у заводському сатураторі ІБ дало можливість (при практично одних і тих же величинах маси карбонізованого вапна) одержати в ІА набагато більші ефекти адсорбційного видалення аніонів кислот і барвних сполук одиницею маси карбонізованого вапна (в середньому більші \sim в 10 разів) [20].

По висоті адсорбційного карбонізатора ІА (**рис. 11**) лужність поступаючого дефектованого соку (крива 1) знижується майже лінійно (аналогічно періодичній сатурації по координаті часу) і при цьому максимальні ефекти зниження забарвленості (крива 2) і вмісту аніонів кислот у формі солей кальцію (крива 3) (одиницею маси карбонізованого вапна) отримані якраз у зоні входу дефектованого соку в карбонізатор ІА і зменшуються по висоті ІА, становлячись мінімальними на виході із заводського сатуратора ІБ.

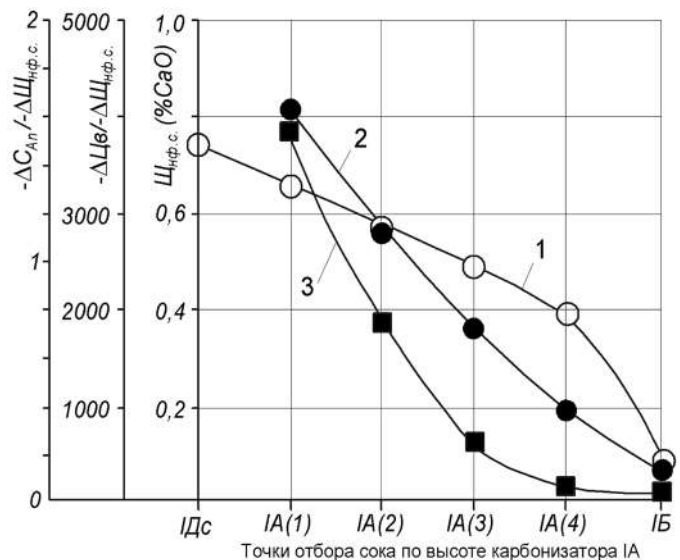


Рис. 11.

Пі сатурацію також доцільно проводити в двохсекційному прямоточно-протитечійному сатураторі з адсорбційним карбонізатором ІА (зону підвищеної лужності перед односекційним промисловим сатуратором ІБ) з раціональним введенням вапна в кількості 0,6% CaO на другу дефектацію з $\bar{\tau} = 7$ хв. і наступним поверненням всієї суспензії осаду CaCO_3 на переддефектацію [21]. Виробнича експлуатація двохсекційного апарата ІІ сатурації на ряді цукрових заводів показала, що в адсорбційному карбонізаторі ІА (також при поступовому зниженні лужності дефектованого соку) ефект видалення солей кальцію і барвних сполук (одиницею маси карбонізованого вапна) виявився у 2–4 рази вищим ніж у односекційному завод-

ському апараті із дуже низькою сумарною лужністю (на рівні 0,03–0,02% CaO). Таким чином, лише в секціонованій системі апаратурного оформлення II сатурації додане на другу дефекацію вапно (окрім підвищення термостійкості соку) ефективно використовується як адсорбент – CaCO_3 – у адсорбційному карбонізаторі ПА, а роль великого заводського сатуратора зводиться лише до завершення процесу карбонізації при рНопт в стабільно регульованому режимі [20].

ВИСНОВКИ

В процесах очищення дифузійного соку найкращим технологічним варіантом слід вважати поступову обробку соків по координаті оптимальної тривалості їх перебування (періодичний процес) або по координаті довжини апарата (реактор ідеального витіснення чи безперервнодіючий секціонований апарат). Але перехід від періодичних технологічних процесів очищення дифузійного соку вапном та вуглекислим газом, при яких забезпечувалась поступова обробка соку з однаковим часом перебування його частинок, до односекційних апаратів, із значними байпасами (недооброблений сік) та застійними зонами (надмірно оброблений сік) і з великою дисперсією часу перебування, призвів до значного погіршення якісних показників соків і відповідного зменшення виходу цукру та збільшення витрат вапна, хоча при цьому і мають місце високі седиментаційно-фільтраційні показники.

Середній час перебування соку в сучасних односекційних безперервнодіючих реакторах очищення соку не є достатньою технологічною характеристикою для раціональної реалізації процесів в зв'язку з наявністю в цих апаратах байпасів та застійних зон.

Для кількісної оцінки частини недообробленого соку (байпасу) або надмірно обробленого (застійної зони), було виконано накладення на одній координатній площині залежності $C = f(\theta)$ площ, обмежених кривими щільностей розподілу часу перебування для сучасних промислових апаратів очищення дифузійного соку і кривої нормального розподілу Гауса (за правилом 3σ). В результаті цього накладення величину площі, обмеженої відрізком кривої щільності розподілу від 0 до точки перетину з лівою гілкою кривої Гауса можна вважати байпасною складовою потоку А1, а площу, обмежену правими низхідними гілками від точки їх перетину і до перпендикуляра від точки зіткнення кривої Гауса з віссю абсцис до кривої щільності розподілу, застійною складовою потоку А2.

Використовуючи запропонований вище підхід для оцінки відхилення гідродинамічної ситуації в промислових реакторах очищення дифузійного соку від режиму, що наближається до функціонування реакторів ідеального витіснення з відносно невеликою сумарною складовою байпасу та

застійних зон в апараті (А1+А2) з поступовим обробленням соків і мінімальною дисперсією часу перебування елементів соку від середнього оптимального, було виконано аналіз гідродинамічної обстановки в сучасних переддефекаторах, дефекаторах і апаратах I та II сатурації.

Сумарна величина байпасної та застійної складових (А1 + А2) у односекційному переддефекаторі ПР = 25,8%, у горизонтальному прогресивному протитечійному переддефекаторі Брігель-Мюллера = 17,5% і у вертикальному прогресивному протитечійному переддефекаторі РЗ-ППА (КТІХП) = 10,0%, при цьому ефективність обробки соку: $E = 100 - (A1+A2)$ названих переддефекаторів відповідно складає 74,2%, 82,5% та 90,0%. Дещо нижчу величину ефективності обробки соку у переддефекаторі Брігель-Мюллера можна пояснити суттєвою байпасною складовою сокового потоку у самій нижній частині коритного переддефекатора.

Сумарна величина байпасної та застійної складової (А1+А2) у односекційному дефекаторі ОД = 31,5%, у вертикальному секціонованому дефекаторі НУХТ = 11,1%, при ефективності обробки соку (Е) в цих апаратах відповідно 68,5% та 88,9%.

У односекційному барботажному сатураторі сумарні величини байпасної та застійної складових (А1 + А2) = 32,7% при ефективності обробки дефекованого соку $E = 67,3\%$. При чому, із односекційних реакторів очищення дифузійного соку режим роботи барботажних сатураторів (в яких має місце інтенсивне перемішування соку газом) найбільше наближається до роботи реактора ідеального змішування. У карбонізаційній колоні найбільш простого двохсекційного прямоточно-протитечійного сатуратора має місце поступове зниження лужності дефекованого соку (від його входу до виходу у основний сатуратор) з дуже високою ефективністю адсорбційного видалення нецукрів одиницею маси карбонізованого вапна у порівнянні з односекційним заводським сатуратором.

Порівняльний аналіз гідродинамічної обстановки в реакторах очищення дифузійного соку показує, що найбільш ефективними варіантами апаратурного оформлення процесів очищення можуть бути тільки секціоновані реактори, в яких забезпечується поступове оброблення соку (без характерної для односекційних реакторів різкої зміни лужності середовища із втратою значної доли ефективності коагуляційного та адсорбційного ефекту очищення соку) з практично однаковим часом перебування елементів сокового потоку відповідно до вимог кінетики визначальних реакцій.

Дослідження реальної гідродинамічної обстановки в сучасних реакторах технологічних процесів очищення дифузійного соку, у поєднанні їх з кінетичними моделями визначальних хімічних реакцій та комплексною оптимізацією, надасть мож-

ТЕХНОЛОГІЇ

ливість інтенсифікувати процеси сокоочищення з модернізацією існуючих та розробленням нових науково обґрунтованих варіантів їх апаратурного оформлення.

Список використаних джерел

1. Мак-Джінніс Р. *Технология свеклосахарного производства* : пер. с англ. – М. : Пищепромиздат, 1958. – 487с.
2. Закгейм А.Ю. *Введение в моделирование химико-технологических процессов*. – М. : Химия.- 1973. – С.57-64.
3. Рева Л.П., Шостаковський А.В., Яковенко В.Ю. *Аналіз ефективності сучасних апаратів основної дефекації // Цукор України*. – 2004. – №1-2. – С.17-19.
4. Левенишпиль О. *Инженерное оформление химических процессов*. / Пер. с англ. – М. : Химия, 1969. – 621с.
5. Danckwerts P.V. *Continuous flow systems. Distribution of residence times // Chemical Engineering Science*. – 1953.- №1.- p.1-14.
6. Бондар А.Г. *Математические модели в химической технологии*. – К. : Высшая школа, 1973.- 280с.
7. Кафаров В.В. *Методы кибернетики в химии и химической технологии*. – М. : Химия, 1985. – 448с.
8. Румишинский Л.З. *Математическая обработка результатов эксперимента*. – М. : Наука. – 1971. – 192с.
9. Горкавий В.К., Ярова В.В. *Математична статистика. «Навчальний посібник»*. – К. : Професіонал, 2004. – 384 с.
10. Яковенко В.Ю. *Модельовання та оптимізація технологічних процесів очищення дифузійного соку*: Автореф: дис. канд.тех. наук. – К. : УДУХТ,

2003. – 27с.

11. *Справочник по технологическому оборудованию сахарных заводов / под ред. В.Г. Белика*. – К. : Техніка, 1982. – 304с.

12. Dobrzycki J., Rynhajlto L. *Badania modelowe defektora wstepnego Briegel – Mullera // Gazeta Cukrownicza*. -1984. - №6. - С.121-123.

13. Рева Л.П., Пышняк В.В., Женчук М.И. *Промышленные испытания новой конструкции аппарата прогрессивной противоточной преддефекации // Сахарная промышленность*.- 1978. - №4. - С.24-28.

14. Рева Л.П., Пушанко Н.М., Замура С.А. та ін. *Проблеми рН-метричної оптимізації процесів очищення дифузійного соку // Цукор України*. - 2007. - №3.- С.15-19.

15. *Масштабный переход в химической технологии / Под ред. А.М. Розена*.- М. : Химия, 1980.- 320с.

16. *Способы и устройства для проведения первой сатурации / Л.П.Рева, В.М. Логвин, В.А. Шестаковский и др.* : Обзор.- М. : ЦНИИТЭИПищепром, 1977. Сер. *Сахарная промышленность*.- 50с.

17. *Шестаковский В.А. Исследование технологических показателей соков при различных вариантах апаратурного оформления первой сатурации: Автореф. дис. канд. техн. наук*. – К. : КТИПП, 1979.- 26с.

18. *Сатуратор / Л.П. Рева, Л.И. Панкин, И.П. Моисеев и др.* // Авт. свид СССР, №591510.- Оpubл. Бюл. №5.- 05.02.78.

19. Пат. 26033 України, МПКС13D3/04 (2007.01) *Апарат для сатурації лужних цукрових розчинів / Л.П. Рева, А.В. Шостаковський, В.А. Шостаковський* – Оpubл. 27.08.2007, Бюл. №13.

ЦІКАВІ НОВИНИ**До 2050 року біопаливо займе 80% ринку палива ЄС**

Згідно з дослідженнями шведського «Око-Institut» до 2050 року біопаливо займе 80% ринку палива країн Європейського Союзу.

Відповідно до даних звіту цього інституту доля біопалива з 10% у 2020 році виросте до 25% у 2030 році і до 80% у 2050 році. Таким чином, дослідження підтвердило нещодавню заяву Європейської Комісії - найвищого органу виконавчої влади Євросоюзу, - про можливість майже повної відмови країн Старого Світу до 2050 року від використання інших видів палива, таких як нафта та вугілля.

Джерело: Cleandex