

Гладченко О.О.

студент;

Ковалевський В.М.

кандидат технічних наук, доцент,

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

ВЛАСТИВОСТІ ПРОЦЕСУ ГЕНЕРАТОРА АЦЕТИЛЕНУ ЯК ОБ'ЄКТА РЕГУЛЮВАННЯ МІКРОПРОЦЕСОРНИМ КОНТРОЛЕРОМ

Апарати, в яких відбувається розклад карбіду кальцію у воді називають генераторами ацетилену. Генератор системи «карбід у воду» заповнюють до певного рівня водою і за допомогою живильника завантажують у воду гранульований карбід (рис. 1). При розкладі карбіду кальцію водою на поверхні утворюється «шуба» (шар вапна), що перешкоджає подальшому контакту між водою і карбідом, яка видаляється з генератора ацетилену у вигляді маси вапняного молока.

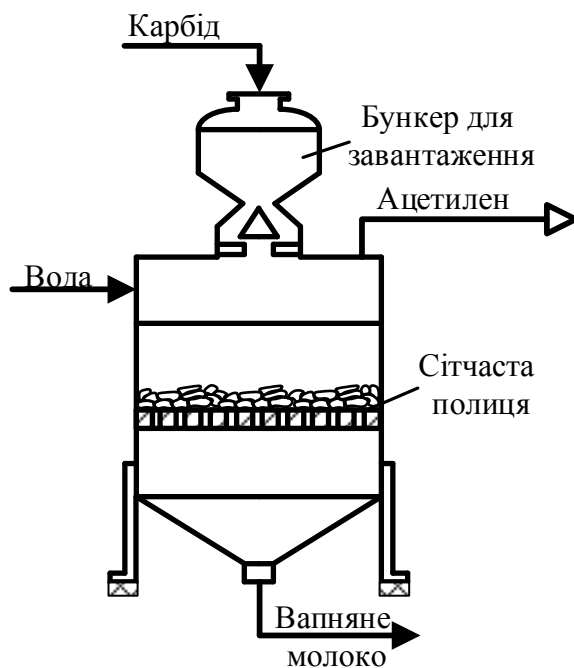


Рис. 1.

Рис. 1. Схема процесу генератора ацетилену

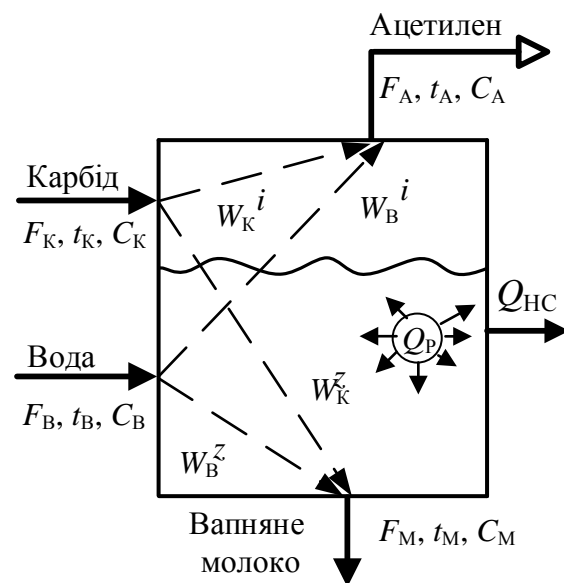


Рис. 2.

Рис. 2. Параметрична схема генератора ацетилену

Для моделювання процесу генератора ацетилену [1] була створена параметрична схема (рис. 2) за допомогою якої легко побачити канали впливів W_K^i , W_B^i , W_K^z , W_B^z /технологічних параметрів на стан процесу утворення ацетилену та вапняного молока під час екзотермічної хімічної реакції карбіду з водою.

Відповідно до позначень технологічних параметрів на рис. 2 рівняння теплового балансу генератора ацетилену має такі складові

$$F_K t_K C_K + F_B t_B C_B + F_K q_1 \frac{F_B}{F_K} K_X - 0.9 \left(F_K t_K C_K + F_B t_B C_A + F_K q_1 \frac{F_B}{F_K} K_X \right) - F_A t_A C_A - F_M t_M C_M = 0,$$

де F_K, t_K, C_K – витрата, температура та теплоємність карбіду (CaC_2); F_B, t_B, C_B – витрата, температура та теплоємність води; t_A, c_A – температура та теплоємність ацетилену, а також витрата $F_A = F_K \cdot V_A \cdot \rho_A$, де відповідно V_A – об’єм утворення ацетилену з 1 кг карбіду ($0,35 \text{ м}^3/\text{кг}$) при густині ρ_A ($\text{кг}/\text{м}^3$). F_M, t_M, C_M – витрата, температура та теплоємність вапняного молока; q_1 – кількість тепла екзотермічної реакції процесу від переробки карбіду ($1990,8 \text{ кДж}/\text{кг}$); K_X – коефіцієнт розкладання карбіду кальцію на ацетилен і вапно дорівнює $0,95$.

Таблиця 1

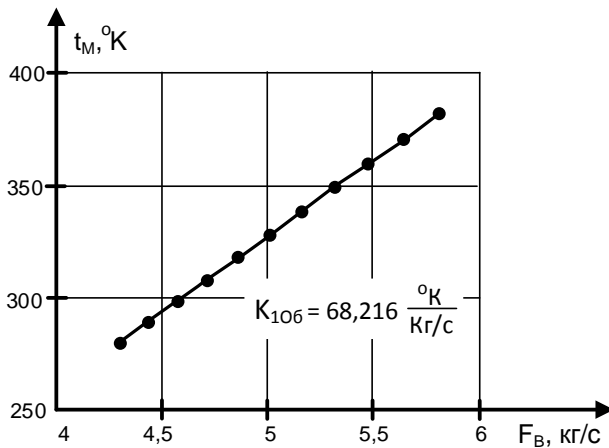
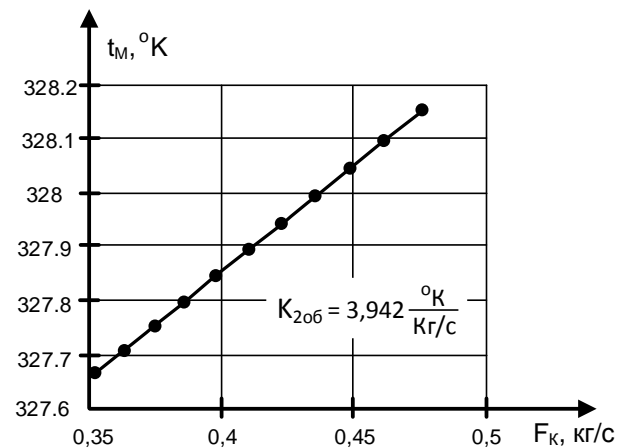
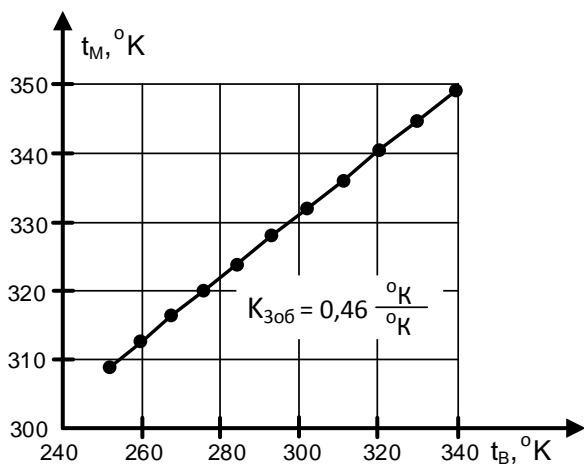
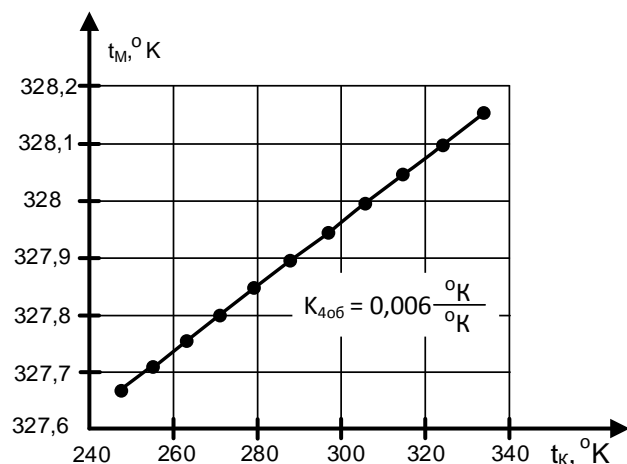
Значення технологічних параметрів ацетиленового генератора.

Ємність апарату	Тип потоку	Речовина	Технологічні параметри		
			Витрата $\text{кг}/\text{с}$	Температура $^{\circ}\text{K}$	Теплоємність $\text{кДж}/\text{кг}\cdot^{\circ}\text{K}$
Генератор ацетилену	Вхід	CaC_2	$F_K = 0,410$	$t_K = 288$	$C_K = 0,625$
	Вхід	Вода	$F_B = 5,01$	$t_B = 293$	$C_B = 4,2$
	Вихід	Ацетилен	$F_A = 289$	$t_A = 333$	$C_A = 1,681$
	Вихід	Вапняне молоко	$F_M = 4,8$	$t_M = 328$	$C_M = 0,962$

Вимірювання технологічних параметрів потоку ацетилену на виході генератора не можливо із за високої вибуховості газу. Стан і якість проходження екзотермічної реакції розкладання CaC_2 визначається температурою маси суміші у складі: води, карбіду і вапняного молока. Тому для контролю за ходом екзотермічного процесу у генераторі ацетилену можна обрати температуру вапняного молока t_M , яка також однакова з температурою потоку ацетилену.

В результаті аналізу рівняння теплового балансу і технологічних особливостей генератора ацетилену було з’ясовано, що витрата карбіду F_K відповідно до значення об’єму утворення ацетилену V_A визначає продуктивність генератора по ацетилену, а витрата води F_B є залежним параметром у потрібному співвідношенні до витрати карбіду. На основі рівняння теплового балансу виконанні розрахунки до наступних статичних характеристик генератора ацетилену, як об’єкту керування: $t_M = f_1(F_B)$, $t_M = f_2(F_K)$, $t_M = f_3(t_B)$ та $t_M = f_4(t_K)$ відповідно до значень технологічних параметрів з процесу генератора ацетилену (табл. № 1).

На основі виконаних розрахунків статичних характеристик були визначені для системи керування такі контури контролю і регулювання: контур контролю температури вапняного молока на виході генератора ацетилену; контур регулювання витрати карбіду згідно потрібної продуктивності об’єкта керування по ацетилену; контур регулювання витрати води у відповідному співвідношенні до навантаження генератора ацетилену по карбіду і з використанням корегування коефіцієнту співвідношення по сигналу від контуру контролю температури вапняного молока.

Рис. 3. Залежність $t_M = f_1(F_B)$ Рис. 4. Залежність $t_M = f_2(F_K)$ Рис. 5. Залежність $t_M = f_3(t_B)$ Рис. 6. Залежність $t_M = f_4(t_K)$

Для схеми автоматизації технологічних процесів з виробництва ацетилену для генератора ацетилену в якості автоматичного регулятора було обрано мікропроцесорний контролер МІК-51 «МІКРОЛ». Кожний канал мікропроцесорного контролера МІК-51 може бути налаштованим з широким набором функцій до контролю і регулювання відповідного технологічного параметру. Схему, яка зображена на рис 7, спроектовано відповідно до функціональних можливостей мікропроцесорного контролера МІК-51 і для забезпечення контролю і регулювання наступних технологічних параметрів: витрати карбіду на вході в генератор (поз. 1-3) з вхідним сигналом АІ1 і вихідним сигналом АО1; витрати води у співвідношенні до витрати карбіду на вході в генератор (поз. 2-3) з вхідним сигналом АІ2 і вихідним сигналом АО2. Для корегування співвідношення витрати води відповідно до значення вимірюваної витрати карбіду передбачено подавати у контролер сигнал по каналу (поз. 3-4) про температуру вапняного молока на виході генератора ацетилену. Для регулювання рівня маси суміші в об'ємі генератора ацетилену у мікропроцесорному контролері передбачено використовувати на вході сигнал АІ3 і на виході сигнал АО3 для каналу (поз. 4-3). Мікропроцесорний контролер має інтерфейс RS-485 за допомогою якого можливо виконати підключення до сеті керуючого комп'ютера.

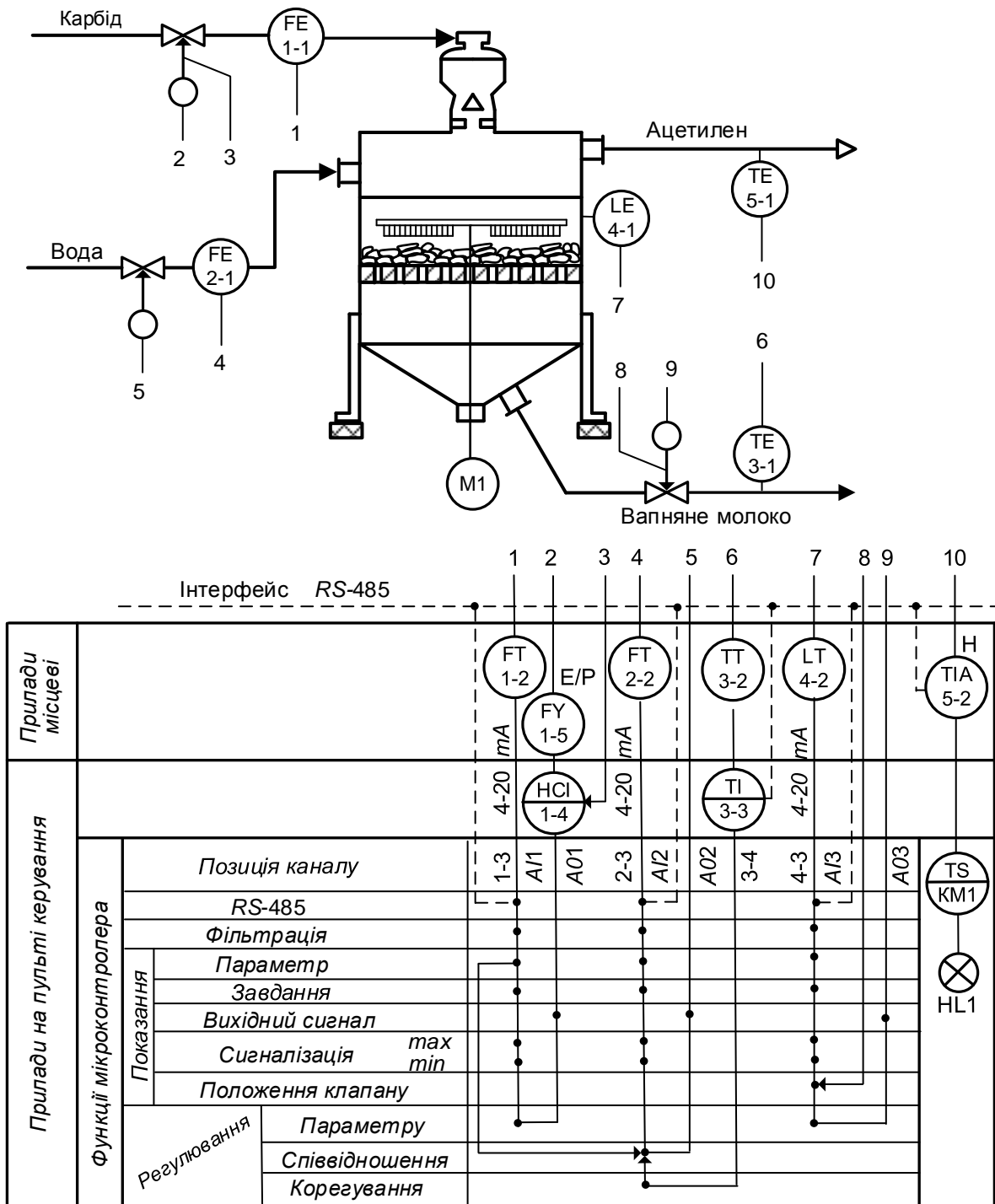


Рис. 7. Схема контурів контролю і регулювання мікропроцесорним контролером технологічного процесу ацетиленового генератора

Для забезпечення керування процесом генератора ацетилену у режимах пуску і зупинки передбачено використання блока ручного управління БРУ-7 «МІКРОЛ» (поз. 1-4) з контролем по цифровому дисплею значень з відсотків відкриття та закриття регульовального пристрою на потоці подачі карбіду у генератор ацетилену. Для контролю температури вапняного молока t_M (поз. 3-3) у схемі рис. 7 передбачено використання мікропроцесорного приладу ІТМ-11 «МІКРОЛ» з підключенням по RS-485 до сеті керуючого комп'ютера, що є особливо важливим для режимів пуску і зупинки процесу у генераторі

ацетилену і керуванні іншими технологічними апаратами у виробництві ацетилену.

Список використаних джерел:

1. Гладченко О. О., Ковалевський В. М. Модель промислового генератора ацетилену зі схемою завантаження карбіду у воду [Текст] / О. О. Гладченко, В. М. Ковалевський // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Тези доповідей Восьмої науково-практичної конференції студентів; Київ, НТУУ «КПІ», 3-4 грудня 2014 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2014. – 76 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 21–22.

Гладченко О.О., Олійник С.В.

студенти,

*Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»*

АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ПОЛІМЕРИЗАЦІЇ ІЗОБУТИЛЕНУ

Полімеризація – утворення високомолекулярних сполук полімерів з низькомолекулярних сполук (мономерів). Утворений полімер має такий же елементний склад, як і вихідна речовина мономер.

Процес полімеризації ізобутилену (рис. 1) є складним технологічним об'єктом керування, оскільки високомолекулярні полімери ізобутилену можна одержати лише при дуже низьких температурах. Здійснити якісний процес полімеризації без систем автоматичного контролю і керування практично неможливо.

Зниження температури сприяє полімеризації, підвищення температури – деполімеризації. При температурі вище 200 °С відбувається тільки деполімеризація. Швидкість реакції полімеризації зростає швидше зі зниженням же температури, ніж швидкість деполімеризації. Високомолекулярні полімери ізобутилену можна одержати лише при дуже низьких температурах.

Для одержання поліізобутилену полімеризацію доводиться робити при температурі порядку – 100 °С. Як каталізатор застосовується фтористий бор.

У процесі полімеризації розчинник випаровується і, завдяки затраті тепла на його випаровування, відбувається охолодження реакційної маси.

Рідкий етилен під тиском надходить при температурі 40°С в теплообмінник 1, де додатково охолоджується газоподібним етиленом, який повертають на холодильну установку. По виході з теплообмінника 1 етилен дроселюють, знижуючи його тиск до атмосферного, і направляють у випарник 2, в якому етилен охолоджується до температури 104 °С внаслідок випаровування частини рідкого етилену. З випарника 2 рідкий етилен перетікає в дозатор 3, де він охолоджує рідкий ізобутилен, що протікає по змішувачу. Охолоджений до 85°С рідкий ізобутилен змішується в трубопроводі з рідким етиленом (співвідношення 1:1), розчинюється в ньому, і розчин надходить у полімеризатор 6. Водночас по іншому трубопроводі в полімеризатор подається з приймача 4 каталізатор – фтористий бор.