

МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛІ ТА УЗАГАЛЬНЕННЯ МАТЕМАТИЧНОГО ОПИСУ ПРОЦЕСІВ ПЕРВИННОЇ ПЕРЕРОБКИ СИРИХ ВУГЛЕВОДНІВ

Ю. В. Григоренко

Одеський національний політехнічний університет,
просп. Шевченко, 1, Одеса, 65044, Україна, e-mail: ygrygorenko@lukoil.com

Розроблено математичні моделі процесів та апаратів первинної переробки сирих вуглеводнів, а також виконано узагальнення цих моделей з метою типізації та уніфікації математичного опису класу процесів. Такого роду типізація дає змогу здійснити формалізацію та уніфікацію методів та засобів математичного моделювання і запровадити машинну реалізацію вказаних методів на єдиній уніфікованій основі.

Ключові слова: первинна переробка сирих вуглеводнів, математичні моделі, методи та засоби математичного моделювання

Вступ

Розв'язок задачі математичного моделювання, насамперед і в значній мірі, визначається обраною математичною моделлю (ММ) об'єкту (або процесу). Адекватно обрана ММ забезпечує достовірність результатів математичного моделювання. Крім того, на результати математичного моделювання (зокрема, його точність) впливають чисельні методи, якими реалізується обрана ММ об'єкту (процесу). Тому розробка ММ, що задовольняють вказаним критеріям, дозволяє підвищити ефективність здійснення технологічних процесів.

Основна частина

У відповідності до промислових технологій, при первинній переробці сирих вуглеводнів (ППСВ) запроваджуються такі технологічні процеси: зневоднення, знесолення та первинне відбензинювання, причому перші два процеси виконуються по схемі електро-(термо)знесолення та зневоднення. За фізико-хімічними явищами, які відбуваються, процеси ППСВ (на прикладі типової технологічної схеми первинної переробки сирої нафти [1]) можна класифікувати відповідно як:

- процеси поверхневого теплообміну, в яких теплообмін здійснюється на поверхні розділу окремих реагентів (фаз). Ці процеси відбуваються у таких технологічних апаратах: утилізаційні теплообмінники, теплообмінники газової фракції, теплообмінники дизельної фракції, теплообмінники обтяженої дизельної фракції;
- процеси об'ємного теплообміну, в яких теплообмін здійснюється в межах всього об'єму задіяних реагентів. Ці процеси відбуваються у таких технологічних апаратах: термодегідратори, електродегідратори та змішувачі;
- процеси розсередженого теплообміну, в яких теплообмін одночасно відбувається на декількох окремих поверхнях. Ці процеси відбуваються у таких

технологічних апаратах: колоні попереднього відбензинування, колоні газової фракції, колоні дизельної фракції.

Розробимо ММ наведених класів процесів ППСВ (і відповідних технологічних апаратів, в яких ці процеси відбуваються) та виконаємо їх узагальнення з метою типізації та уніфікації математичного опису. Це має на меті, в подальшому, виконати формалізацію та уніфікацію методів та засобів математичного моделювання, а також здійснити машинну реалізацію зазначених методів на єдиній уніфікованій основі.

Апарати поверхневого теплообміну

Типовим прикладом апарату поверхневого теплообміну є утилізаційний теплообмінник. Він має циліндричну форму порожнини, в якій нагрівається сира нафта. Ця порожнина радіусу r та висотою z характеризується площиною поперечного перетину порожнини S_n (округленнями у верхній та нижній частині конструкції теплообмінника для простоти можна знехтувати), а також висотою h стовпа сирової нафти. У парову порожнину теплообмінника надходить повітря з температурою $T_n = T_n(t)$, нагріте за рахунок утилізації тепла верхнього циркуляційного зрошення та обтяженої дизельної фракції колони попереднього відбензинування. Потік утилізаційного повітря на нагрів визначається витратою F_n , яка, в загальному випадку, також є функцією часу $F_n = F_n(t)$. На вхід теплообмінника надходить сира нафта з температурою $T_{ex} = T_{ex}(r, z, t)$ та витратою $F_{ex} = F_{ex}(t)$. Вихідний потік F_{en} характеризується температурою $T_{en} = T_{en}(r, z, t)$. Потік F_{en} залежить від висоти стовпа сирової нафти в теплообміннику: $F_{en}(h) = K h^{1/2}$, що зумовлено його конструкцією [1].

З урахуванням зазначеного вище, запишемо рівняння матеріального та енергетичного балансів для утилізаційного теплообмінника у диференціальній формі:

$$S_n \frac{\partial h(r, z, t)}{\partial t} = F_{ex}(t) - F_{en}(h), \quad (1)$$

$$\rho C_p S_n \left\{ \frac{\partial [h(r, z, t) T_{en}(r, z, t)]}{\partial t} \right\} = \rho C_p [F_{ex}(t) T_{ex}(r, z, t) - F_{en}(h) T_{en}(r, z, t)] \quad (2)$$

з початковими

$$F_{ex}(t)|_{t=0} = F_{ex_0}, \quad F_{en}(t)|_{t=0} = F_{en_0}, \quad T_{ex}(r, z, t)|_{t=0} = T_{ex_0}, \quad T_{en}(r, z, t)|_{t=0} = T_{en_0} \quad (3)$$

та граничними умовами

$$h(r, z, t)|_{z=0} = 0, \quad T_{en}(r, z, t)|_{z=0} = T_{en}(r, 0, t), \quad \left. \frac{\partial h(r, z, t)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0, \quad \left. \frac{\partial T_{en}(r, z, t)}{\partial r} \right|_{r=0} = 0, \quad (4)$$

$$\left. \frac{\partial h(r, z, t)}{\partial r} \right|_{r=r_{max}} = 0, \quad \left. \frac{\partial T_{en}(r, z, t)}{\partial r} \right|_{r=r_{max}} = \alpha [T_n(t) - T_{en}(r, z, t)],$$

де ρ, C_p, α — відповідно густина та теплоємність сирової нафти (середні значення), а також коефіцієнт теплопередачі від стінки парової порожнини до нагрівальної (технологічної) порожнини.

Рівняння (1) — (4) утворюють ММ апаратів поверхневого теплообміну процесів ППСВ. Причому, рівняння (1) та (2) являють собою рівняння динаміки, а (3) та (4) — відповідно задають початкові та граничні умови.

Апарати об'ємного теплообміну

Апарати даного класу, в силу особливостей технологічного призначення, відрізняються конструктивним виконанням. Тому виконаємо окремо розробку їх ММ з урахуванням часткових конструктивних особливостей.

Змішувачі. Змішувачі призначено [1] для змішування потоків сирої нафти та води, що використовується для промивки (промивною водою), відповідно перед термодегідраторами та електродегідраторами. Спрощено змішувач являє собою горизонтально орієнтований циліндр. Вхідний потік попередньо нагрітої сирої нафти характеризується температурою $T_{mn} = T_{mn}(t)$ та фіксованою витратою $F_{mn} = const$. Вхідний потік промивної води характеризується температурою $T_{ne} = T_{ne}(t)$ та регульованою (змінною) витратою $F_{ne} = F_{ne}(t)$. Збудженням є вихідний потік водо-нафтової емульсії із змішувача, який, в свою чергу, характеризується температурою $T_e = T_e(r, z, t)$ та регульованою витратою $F_e = F_e(t)$. Температура водо-нафтової емульсії $T_e = T_e(r, z, t)$ являє собою нестационарну розподілену функцію параметрів r і z , що мають відповідно фізичний смисл відстані від осі змішувача до «дзеркала» водо-нафтової емульсії у змішувачі та довжини змішувача (закругленнями з правого та лівого боку змішувача для простоти можна знехтувати). Висота шару емульсії h визначається наступним чином

$$h = \begin{cases} r_{\max} - r, & \beta = -(\pi/2); \\ r_{\max}, & \beta = 0; \\ r_{\max} + r, & \beta = (\pi/2). \end{cases}$$

З урахуванням зазначеного вище, запишемо рівняння матеріального та енергетичного балансів для змішувача у диференційній формі:

$$S_n \frac{\partial h(r, z, t)}{\partial t} = F_{mn}(t) + F_{ne}(t) - F_e(t), \quad (5)$$

$$\rho C_p S_n \left\{ \frac{\partial [h(r, z, t) T_e(r, z, t)]}{\partial t} \right\} = \rho C_p [F_{mn}(t) T_{mn}(t) + F_{ne}(t) T_{ne}(t) - F_e(t) T_e(t)] \quad (6)$$

з початковими

$$\begin{aligned} F_{mn}(t)|_{t=0} &= F_{mn_0}, \quad F_{ne}(t)|_{t=0} = F_{ne_0}, \quad F_e(t)|_{t=0} = F_{e_0}, \\ T_{mn}(t)|_{t=0} &= T_{mn_0}, \quad T_{ne}(t)|_{t=0} = T_{ne_0}, \quad T_e(r, z, t)|_{t=0} = T_{e_0} \end{aligned} \quad (7)$$

та граничними умовами

$$\begin{aligned}
 h(r, z, t)|_{r=0} &= r_{\max}, \quad T_e(r, z, t)|_{r=0} = T_e(0, z, t), \\
 h(r, z, t)|_{r_{\max}=0} &= 0, \quad T_e(r, z, t)|_{r_{\max}=0} = T_e(r_{\max}, z, t), \\
 \frac{\partial h(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=0} &= 0, \quad \frac{\partial T_e(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0, \quad \frac{\partial h(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=r_{\max}} = 0, \quad \frac{\partial T_e(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=r_{\max}} = 0,
 \end{aligned} \tag{8}$$

де ρ, C_p — відповідно густина та теплоємність нагрітої сирової нафти (середнє зважене значення для виходів теплообмінників), S_n — подовжній перетин порожнини змішувача.

Останні чотири рівняння в (8) свідчать про те, що в граничних точках змін відповідних градієнтів висоти та температури шару емульсії немає. Таким чином, рівняння (5) — (8) задають ММ змішувачів нагрітої сирової нафти та промивної води, причому рівняння (5) та (6) є рівняннями динаміки, а (7) та (8) — початковими та граничними умовами, відповідно.

Термодегідратори та електродегідратори. Термодегідратори та електродегідратори призначено для знесолення та зневоднення сирової нафти. При цьому в термодегідраторах відбувається термохімічна обробка водо-нафтової емульсії (відділення знесоленої сирової нафти від промивної води), а в електродегідраторах руйнування водо-нафтової емульсії здійснюється за рахунок електричного поля. Якщо абстрагуватися від способу руйнування водо-нафтової емульсії, то, з точки зору конструктивного виконання, термодегідратори та електродегідратори виконано за аналогічною схемою. Тому, при розробці ММ цих апаратів, розглянемо лише термодегідратор, а отриманий результат поширимо на електродегідратори.

За спрощеною схемою термодегідратор являє собою вісесеметричний горизонтально орієнтований циліндр довжиною z (закругленнями з правого та лівого боку термодегідратора для простоти можна знехтувати) і характеризується одним вхідним та двома вихідними потоками. Вхідний потік утворюється водо-нафтовою емульсією з регульованою витратою $F_e = F_e(t)$, яка надходить до термодегідратора зі змішувача при температурі $T_e = T_e(t)$ (зазначимо, що розподіленість температури T_e , очевидно, повинна розглядатися лише в межах порожнини змішувача). Перший вихідний потік утворює знесолена сира нафта при витраті $F_{zn} = F_{zn}(t)$ та температурі $T_{zn} = T_{zn}(r, z, t)$. Другий вихідний потік утворює промивна вода, яка накопичується в нижній частині термодегідратора при термохімічному руйнуванні водо-нафтової емульсії. Цей потік має регульовану витрату $F_{ne} = F_{ne}(t)$ та температуру $T_{ne} = T_{ne}(r, z, t)$.

Стійкість в часі водо-нафтової емульсії, яка надходить в термодегідратор — незначна. Тому можна вважати, що переважно в термодегідраторі перебуває двофазна система «знесолена нафта — промивна вода» з поверхнею розділу фаз, яка знаходиться на відстані r від його осі. Очевидним підходом при розробці ММ термодегідратора є складання рівнянь матеріального та енергетичного балансів саме для двофазної системи. В даному випадку ММ повинна буде містити рівняння динаміки для обох фаз: знесоленої сирової нафти та промивної води, що, безумовно, ускладнить диференційну форму ММ та її подальшу чисельну реалізацію. Слушною альтернативою складанню системи рівнянь для двофазного потоку є відображення в ММ якісного переходу водо-нафтової емульсії в монофазні прошарки (знесолену сиру нафту та промивну воду). В якості ознак такого якісного переходу пропонується [2] розглянути швидкість $v(r, z, t)$ та температуру $\theta(r, z, t)$ реакції руйнування водо-нафтової емульсії. Тоді процес

відділення знесолоної сирії нафти від промивної води в термодегідраторі можна представити наступною ММ

$$\frac{\partial v(r, z, t)}{\partial t} = (r^2 - 1) \frac{\partial v(r, z, t)}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial v(r, z, t)}{\partial r} \right] + \text{Pr}[1 - v(r, z, t)] \times \exp \left\{ \frac{v(r, z, t)}{1 + [v(r, z, t)/\gamma]} \right\}, \quad (9)$$

$$\frac{\partial \theta(r, z, t)}{\partial t} = (r^2 - 1) \frac{\partial \theta(r, z, t)}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \frac{\partial \theta(r, z, t)}{\partial r} \right] + k_o \text{Pr}[1 - \theta(r, z, t)] \times \exp \left\{ \frac{\theta(r, z, t)}{1 + [\theta(r, z, t)/\gamma]} \right\} \quad (10)$$

з початковими

$$v(r, z, t)|_{t=0} = v_0, \quad \theta(r, z, t)|_{t=0} = \theta_0 \quad (11)$$

та граничними умовами

$$v(r, z, t)|_{r=1} = \zeta, \quad \theta(r, z, t)|_{r=1} = T_e(t), \quad v(r, z, t)|_{r=1} = \theta(r, z, t)|_{r=1} = 0, \\ \frac{\partial v(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0, \quad \frac{\partial \theta(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=0} = \alpha_o [u(t) - \theta(r, z, t)], \quad \frac{\partial v(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=1} = \frac{\partial \theta(r, z, t)}{\partial r} \Big|_{r=1} = 0, \quad (12)$$

де $\text{Pr}[\cdot]$ — число Прандтля (враховує вплив фізичних властивостей теплоносія на тепловіддачу), k_o — термічний коефіцієнт впливу деемульгатора на температуру $\theta(r, z, t)$ реакції руйнування водо-нафтової емульсії, γ — питома вага однієї з фаз у двофазній системі (наприклад, знесолоної сирії нафти), α_o — коефіцієнт теплопередачі від шару деемульгатора, $u(t)$ — температура деемульгатора, ζ — деяка (у тривіальному випадку постійна) функція.

У рівняннях динаміки (9) та (10) експоненціальні члени відбивають монотонність перехідних процесів у термодегідраторі (тобто термодегідратор розглядається як аперіодична ланка 1-го порядку).

Як було зазначено вище, рівняння виду (9) — (12) задають ММ як термодегідратора, так і електродегідраторів в силу тотожності їх конструкції.

Апарати розсередженого теплообміну

Розсередженість цього класу апаратів зумовлено наявністю декількох поверхонь, на яких відбувається теплообмін. В даному випадку такими поверхнями є поверхні ректифікаційних (конденсаційних) тарілок колони попереднього відбензинювання, колони газової фракції та колони дизельної фракції. При розробці ММ апаратів розсередженого теплообміну для конкретності розглянемо колону попереднього відбензинювання.

Колона попереднього відбензинювання призначена для відділення з нафти розчинених газів та частини бензинової фракції і являє собою повну [3] колону, тобто має концентраційну (верхню) та кубову або відгінну (нижню) частини. Після

теплообмінників сумарним потоком $F_{33}(t)$ зневоднена та знесолена сира нафта при температурі $T_{33}(t)$ подається під нижню тарілку колони. Зверху колони суміш вуглеводневого газу, парів води та бензину сумарним потоком $F_c(t)$ з температурою $T_c(r, z, t)$ надходить до конденсаторів-холодильників повітряного охолодження, після цього доохолоджується у водяному холодильнику, а далі ця газорідина суміш надходить до рефлексної ємності (останні три апарати детально не розглядаються, але при моделюванні їх класифіковано у відповідності до вище запропонованої класифікації).

Неконденсований газ з рефлексної ємності потоком $F_2(t)$ при температурі $T_2(t)$ спрямовується на блок амінової очистки (далі — не розглядається). Бензинова фракція з рефлексної ємності потоком $F_6(t)$ при температурі $T_6(t)$ подається в колону попереднього відбензинювання в якості гострого зрошення з корекцією температури $T_6(t)$ по температурі верху колони $T_6(r, z, t) = T_c(r, z, t)$. Відбензинена сира нафта з кубової частини колони попереднього відбензинювання у вигляді регульованого вихідного потоку $F_{6bn}(t)$ з температурою $T_{6bn}(r, z, t)$ відкачується до технологічних печей риформінгу бензину, де нагрівається і після цього надходить до атмосферної колони.

Рівень $h_k(r, z, t)$ в кубі колони попереднього відбензинювання підтримується з корекцією по витраті зневодненої та знесоленої сирової нафти $F_{33}(t)$ та витраті $F_{6bn}(t)$ відбензиненої нафти, що надходить до печей риформінгу бензину.

Поеднаємо в систему рівняння матеріального та енергетичного балансів для відгінної та концентраційної частин колони попереднього відбензинювання. В результаті отримаємо:

$$\left\{ \begin{array}{l} S_k \frac{\partial h_k(r_i, z, t)}{\partial t} = F_{33}(t) - F_c(t) - F_{6bn}(t); \\ \rho C_p S_k \left\{ \frac{\partial [h_k(r_i, z, t) T_{6bn}(r_i, z, t)]}{\partial t} \right\} = \rho C_p [F_{33}(t) T_{33}(t) - \\ - F_c(t) T_c(t) - F_{6bn}(t) T_{6bn}(r_i, z, t)]; \\ \frac{\partial T_c(r_i, z, t)}{\partial t} = v_{зпу} \left[\frac{\partial T_c(r_i, z, t)}{\partial r_i} - (r_i^2 - 1) \frac{\partial T_c(r_i, z, t)}{\partial z} \right] + \\ + (1/\xi_i) [T_6(t) - T_c(r_i, z, t)] - v_c \left[\frac{\partial T_c(r_i, z, t)}{\partial r_i} - (r_i^2 - 1) \frac{\partial T_c(r_i, z, t)}{\partial z} \right], \end{array} \right. \quad (13)$$

$$1/\xi_i = [(2\pi r_i \psi) / (\rho C_p S_k)], \quad i = 2, \dots, N$$

з початковими

$$\begin{aligned} F_{33}(t)|_{t=0} &= F_{33_0}, \quad F_{6bn}(t)|_{t=0} = F_{6bn_0}, \quad F_c(t)|_{t=0} = F_{c_0}, \\ T_{33}(t)|_{t=0} &= T_{33_0}, \quad T_{6bn}(r, z, t)|_{t=0} = T_{6bn_0}, \quad T_c(r, z, t)|_{t=0} = T_{c_0} \end{aligned} \quad (14)$$

та граничними умовами

$$\begin{aligned}
 h_k(r_1, z, t) \Big|_{z=z_k}^{r_1=0} = 0, \quad \frac{\partial h(r_1, z, t)}{\partial r} \Big|_{r_1=0}^{z=z} = 0, \quad h_k(r_1, z, t) \Big|_{z=z_k}^{r_1=r_1 \max} = 0, \quad \frac{\partial h(r_1, z, t)}{\partial r} \Big|_{r_1=r_1 \max}^{z=z_k} = 0, \\
 T_c(r_1, z, t) \Big|_{z=z_k}^{r_1=0} = T_{\text{вбн}}(t), \quad T_c(r_1, z, t) \Big|_{z=z_k}^{r_1=r_1 \max} = T_{\text{зз}}(t), \\
 T_c(r_N, z, t) \Big|_{z=z_{\text{кн}}}^{r_N=0} = T_{\text{б}}(t), \quad T_c(r_N, z, t) \Big|_{z=z_{\text{кн}}}^{r_N=r_N \max} = T_{\text{с}}(t),
 \end{aligned}
 \tag{15}$$

де r_j — радіус ректифікаційних тарілок ($j=1, 2, \dots, N$; r_1 — радіус нижньої ректифікаційної тарілки), z_k — висота відгінної (кубової) частини колони попереднього відбензинювання, $z_{\text{кн}}$ — висота концентраційної частини колони попереднього відбензинювання, S_k — перетин відгінної (кубової) частини колони попереднього відбензинювання, ρ, C_p — відповідно густина та теплоємність нагрітої сирової нафти, ψ — коефіцієнт конвективного теплообміну між потоком зрошення та ректифікаційними тарілками, $v_{\text{зрш}}$ та v_c — відповідно швидкості зрошення та суміші вуглеводневого газу.

Система рівнянь (13) з початковими (14) та граничними (15) умовами (поширена відповідно на колони газової фракції та дизельної фракції) утворюють ММ апаратів розсередженого теплообміну.

Узагальнений математичний опис апаратів процесів первинної переробки сирих вуглеводнів

Аналізуючи ММ розглянутих апаратів процесів ППСВ визначимо можливості узагальненого математичного опису даних апаратів, що, у подальшому, дасть можливість уніфікувати на умовах типізації підходи до їх чисельної та обчислювальної реалізації.

В літературі, наприклад, [4 — 6], на основі законів Ньютона, Фур'є, Фіка та інших, виведено диференціальні рівняння, які описують певні умови збереження маси та енергії, що пов'язані (рівняння) з дифузєю, теплопровідністю, тепломасопереносом, плином рідини, хімічними реакціями та іншими процесами. Зокрема в [6] було запропоновано узагальнений математичний опис даного класу процесів у вигляді диференціального рівняння в часткових похідних параболічного та гіперболічного типів. Однак це рівняння було виведено не на основі аналізу і узагальнення дифузійних та тепломасообмінних процесів, які відбуваються в реальних промислових об'єктах, а в результаті аналізу явищ, що відбуваються у деяких елементарних об'ємах гіпотетичних об'єктів. Ця обставина призводить до того, що запропонований математичний опис не може бути використаним в якості адекватної ММ процесів ППСВ, які розглянуто вище, оскільки зазначений опис має тільки методологічне значення.

Таким чином, використовуючи як основу для аналізу ММ процесів ППСВ, можна отримати, в якості їх узагальненого математичного опису, наступні рівняння у часткових похідних:

$$\begin{aligned}
 \frac{\partial \bar{\Phi}_i(r_j, z, t)}{\partial t} = f_i \left[\bar{\Phi}_i(r_j, z, t), \frac{\partial \bar{\Phi}_i(r_j, z, t)}{\partial z}, \frac{\partial^2 \bar{\Phi}_i(r_j, z, t)}{\partial r_j^2}, \frac{\partial \bar{\Phi}_i(r_j, z, t)}{\partial r_j}, \bar{U}_g(r_j, z, t) \right] + \\
 + D_i(\bar{\Phi}_i, r_j, z, t)
 \end{aligned}
 \tag{16}$$

$$\bar{\Phi} = [\Phi_1, \Phi_2, \dots, \Phi_k]^T \quad (T \text{ — знак транспонування})$$

з урахуванням початкових

$$\bar{\Phi}_i(r_j, z, 0) = \bar{\Phi}_{i_0}(r_j, z), \quad \forall i = 1, \dots, k; \quad \forall j = 1, \dots, N; \quad \forall (r_j, z) \in \Omega \quad (17)$$

та граничних умов наступних типів:

- граничних умов першого роду, ГУ-1 (типу Діріхле)

$$\bar{\Phi}_i(r_j, z, t) \Big|_{\substack{r_i=0 \\ r_i=r_{i\max} \\ z=0 \\ z=z_{\max}}} = \varphi_i [P_i(r_j, z, t)], \quad \forall i = 1, \dots, k; \quad \forall j = 1, \dots, N; \quad \forall (r_j, z) \in \Omega \quad (18)$$

- граничних умов третього роду, ГУ-3

$$\frac{\partial \bar{\Phi}_i(r_j, z, t)}{\partial r_i} \Big|_{\substack{r_i=0 \\ r_i=r_{i\max}}} = \lambda_i [\bar{\Phi}(r_j, z, t), P_i(r_j, z, t)], \quad (19)$$

$$\forall i = 1, \dots, k; \quad \forall j = 1, \dots, N; \quad \forall (r_j, z) \in \Omega,$$

де $\bar{\Phi}_i(r_j, z, t)$ — безперервні функції стану, що залежать від часової $t \in (0, t_k)$ та просторових $\forall (r_j, z) \in \Omega$ координат (координати r_j, z змінюються у відкритій (циліндричній) множині $\Omega \in R^{M_k}$ із гладкою границею $\partial\Omega$; R^{M_k} — евклідовий простір дійсних чисел розмірності M_k); функції стану $\bar{\Phi}_i(r_j, z, t)$ визначаються розв'язком системи (16) — (19), що (за визначенням) існує і є єдиним (нижче це посилання буде доведено); $\bar{U}_g(r_j, z, t), g = 1, \dots, k^*$ — функції розподіленого управління, що належать гільбертовому простору \bar{U}_{g_0} на R^{M_k} .

Змінні стану $\bar{\Phi}_i(r_j, z, t)$ та управління $\bar{U}_g(r_j, z, t)$ визначено у відкритих гільбертових просторах із границями відповідно $\Omega_{\Phi_i}, \Omega_{U_r}, \forall i = 1, \dots, k; \quad \forall r = 1, \dots, k^*$.

Функції $f_i[\cdot]$ та $y_i[\cdot]$ — безперервні лінійні або нелінійні функції; $D_i(\bar{\Phi}_i, r_j, z, t) = D_i\{r_j, z, t, \Phi_1(r_j, z, t), \Phi_2(r_j, z, t), \dots, \Phi_k(r_j, z, t)\}$ — лінійні або нелінійні функції, що характеризують дію зовнішніх збуджуючих впливів; $P_i(r_j, z, t), \forall i = 1, \dots, k; \quad \forall j = 1, \dots, N; \quad \forall (r_j, z) \in \Omega$ — задані функції на границі $\partial\Omega$ області, які можуть виступати в якості граничних управляючих впливів; $\lambda_i, \forall i = 1, \dots, k$ — параметр, який характеризує енергетичні властивості елементів об'єкта (технологічного апарата); N — число поверхонь теплообміну (зокрема, ректифікаційних тарілок).

Змінні стану $\bar{\Phi}_i(r_j, z, t)$ та управління $\bar{U}_g(r_j, z, t)$ можуть визначати різні фізичні (зокрема, температуру, витрату), або геометричні (наприклад, рівень) величини, а також відхилення цих величин від стаціонарних значень; параметри λ_i визначають відповідно: коефіцієнт теплопровідності, коефіцієнт теплопередачі, тощо.

Отримані співвідношення (16) — (19) будемо вважати узагальненим математичним описом класу процесів ППСВ.

Висновки

Запропоновано ММ процесів ППСВ на прикладі технологічної схеми первинної переробки сирої нафти. Узагальнення та типізація цих ММ дозволяє при подальшій обчислювальній реалізації використовувати інструментарій у вигляді уніфікованого пакета прикладних модулів, побудованого на єдиній методологічній основі.

Список літератури

1. Технологический регламент установки ЭЛОУ—АВТ. ТР 00152282.006:2007. — Одесса: ОАО «ЛУКОЙЛ — Одесский НПЗ», 2007. — 208 с.
2. Погосов, А. Ю. Моделирование физических процессов и технологическая информатизация в нефтяной промышленности и энергетике: монография / А. Ю. Погосов, С. А. Положаенко, Ю. В. Григоренко. — Одесса: Наука и техника, 2013. — 656 с.
3. Каменских, И. А. Процессы и аппараты нефтяной и газовой промышленности / И. А. Каменских, В. А. Ведерников, В. А. Овчинникова. Учебник для ВУЗов. — Тюмень: ТюмГНГУ, 2002. — 192 с.
4. Патанкар, С. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. — М.: Энергоиздат, 1984. — 152 с.
5. Козлов, Э. С. Автоматизация процессов решения краевых задач / Э. С. Козлов, Н. П. Сергеев, Н. С. Николаев. — М.: Энергия, 1984. — 112 с.
6. Егоров, А. И. Оптимальное управление тепловыми и диффузионными процессами. — М.: Наука, 1988. — 464 с.

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ И ОБОБЩЕНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОГО ОПИСАНИЯ ПРОЦЕССОВ ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ СЫРЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ

Ю. В. Григоренко

Одесский национальный политехнический университет,
просп. Шевченко, 1, Одесса, 65044, Украина; e-mail: ygrygorenko@lukoil.com

Разработаны математические модели процессов и аппаратов первичной переработки сырых углеводородов, а также выполнено обобщение этих моделей с целью типизации и унификации математического описания класса процессов. Такого рода типизация дает возможность осуществить формализацию и унификацию методов и средств математического моделирования и, на этом основании, внедрить машинную реализацию указанных методов на единой унифицированной основе.

Ключевые слова: первичная переработка сырых углеводородов, математические модели, методы и средства математического моделирования

MATHEMATICAL MODELS AND GENERALIZATION OF MATHEMATICAL DEFINITION FOR PRIMARY PROCESSING OF CRUDE HYDROCARBONS

Yu. V. Grigorenko

Odessa National Polytechnic University,
1 Shevchenko Ave., Odessa, 65044, Ukraine; e-mail: ygrygorenko@lukoil.com

Mathematical models for the processes and plants for primary processing of crude hydrocarbons were developed, and generalization of these models for typification and unification of mathematical definition of the process class was performed. Such typification enables to formalize and unify the methods and means of mathematical modeling, and, thereupon, to develop computerization of the specified methods using the unified basis.

Keywords: primary processing of crude hydrocarbons, mathematical models, methods and means of mathematical modeling.