



## ВЪЗМОЖНОСТИ ЗА МИНИМИЗИРАНЕ НА ЕНЕРГИЙНИТЕ РАЗХОДИ ПРИ ПЕРИОДИЧНИ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧНИ СИСТЕМИ

Десислава Николова, Боян Иванов, Драгомир Добруджалиев

### OPPORTUNITY FOR MINIMIZING ENERGY COST IN BATCH CHEMICAL SYSTEMS

Desislava Nikolova, Boyan Ivanov, Dragomir Dobrudzhaliev

**ABSTRACT:** *In this study the problems of minimizing energy consumption in the production of antibiotics is discussed. An energy integration scheme of the processes „Heating-Cooling” in a pair of batch bioreactors is shown and a mathematical model describing the processes is developed. By using this model a method for minimizing energy consumption of the processes of heat integration is created. The task is formulated in terms of Nonlinear Programming*

**Key words:** *energy minimizing, heat integration, batch reactors*

#### Въведение

Голям дял от химическата индустрия използва химико-технологични системи с периодични процеси. Това са предимно енергоемки малотонажни производства, имащи широк асортимент от продукти, за чието реализиране е необходимо оборудване, което дава възможност за бърза промяна на асортимента на предприятието в зависимост от потребителското търсене. Като пример може да се посочат производствата от фармацевтичната и козметичната промишленост, производството на лакове, бои и латекси, а също и производството на битова химия, химически реактиви и други. Осъществяването на тези производствени процеси се характеризира с необходимостта от сложни схеми за химичен синтез, за чиято експлоатация и поддръжка се използва енергоемко универсално оборудване, което да осигури необходимият набор от продукти.

Нашето съвремие се характеризира все още с нерешени енергийни и екологични проблеми, особено в областта на химическата индустрия, поради което се приема, че консумацията на енергията и енергийната ефективност са неразривно свързани. В развитите в индустриално отношение страни потреблението на енергия на единица продукция непрекъснато намалява в резултат на реализирането на национални програми за енергийна ефективност.

Повечето наши заводи, обаче, са строени в период, в който енергийна криза не е съществувала за страните от Източна Европа, когато се е търсело голяма производителност, а енергийната ефективност е била необходимост от спомагателно значение.

Към настоящият момент, съгласно изготвения доклад от Агенцията по енергийна ефективност към Министерство на енергетиката индустрията в България изразходва около 40% от първичните енергийни ресурси, като голям дял има именно химическата промишленост – 18%. При това нашата химическа промишленост изразходва два пъти повече енергия от европейската на единица продукция. Това налага да се търсят начини за намаляване на специфичните енергийни разходи. Съществуват множество технологии и разработки, които гарантират достигане на по-висока енергийна ефективност в сравнение с достигнатата у нас. Те постепенно намират приложение в промишлеността. Една от първите работи, появила се в научната литература и третираща проблемите за намаляване на консумацията на енергия и оптималното натоварване на енергосистемите при системите с периодични процеси е Vaselenak, J.A., Grossmann I.E. [1]. В последствие тези проблеми са доразвити в работите Ivanov B., K. Peneva, N. Bancheva [2], Ivanov B., K. Peneva, N. Bancheva [3], N. Bancheva, B. Ivanov, N. Shah, C. Pantelides [4].

## Подходи за минимизиране на енергийните разходи при работата на периодични химико-технологични системи

Съвременните подходи за намаляване на енергопотреблението при работата на периодични ХТС могат да бъдат обединени в следните няколко направления, а именно:

- синтез и реновация, насочена към по-ефективното използване на енергоресурсите, водеща до по-пълно използване на вътрешната енергия на системите;
- синтез и реновация, насочена към оптималното натоварване на външните захранващи енергосистеми;
- синтез и реновация, насочена към подобряване на екологичната ефективност на отделните линии или системата като цяло.

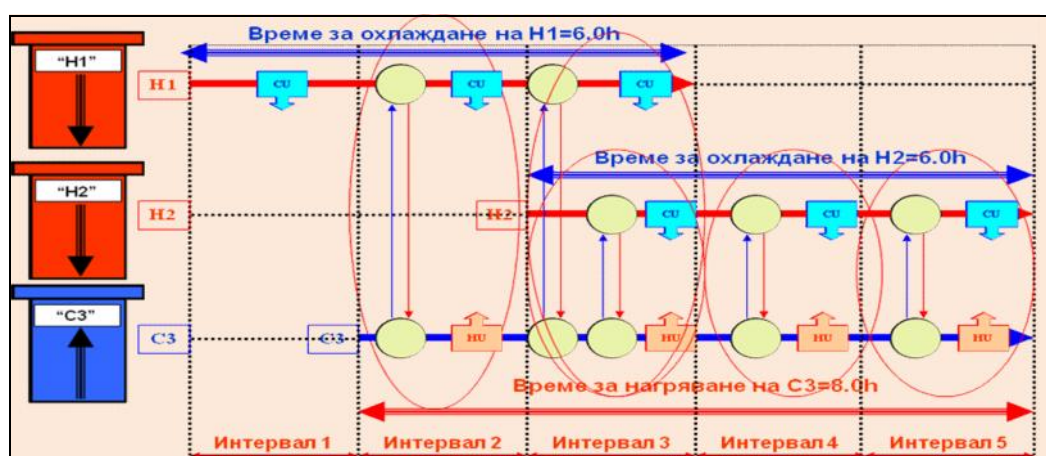
Реновацията при химико-технологичните системи може да се постигне чрез:

- добавяне на нови апарати, даващи възможност за увеличаване на производителността на отделни линии или на системата като цяло, а също и увеличаване на гъвкавостта на системата и редуциране на енергопотреблението чрез по-пълно използване на вътрешната енергия на системата;
- съставяне на оптимални разписания, водещи до оптимално натоварване на външните захранващи системи;
- добавяне на гъвкави топлообменни вериги и съставяне на оптимални разписания, водещо до намаляване на използваната енергия от вън, посредством максимално използване на вътрешната енергия на системата.

С цел минимизиране на енергийните разходи при периодични ХТС, по-долу ще разглеждаме подхода, насочен към оптималното използване на вътрешната енергия на системата, чрез топлинна интеграция на процесите.

### Минимизиране на енергийните разходи при периодични ХТС, чрез използване на вътрешната енергия на системата

При работа на периодични ХТС много често група апарати трябва да бъдат охладени, а друга група трябва да бъдат нагreti. Основният въпрос, който се поставя при разглеждане на възможностите за намаляване на енергийните разходи е „Възможно ли е да се използва вътрешната енергия на системата така, че чрез топлообмен между апарати да се намали количеството на енергията, използвана от външни източници за осъществяване на процеса?“. Отговор на този въпрос дава топлинната интеграция на процесите. При нея е необходимо да бъдат създадени условия, при които процесите нагряване и охлаждане на започват едновременно.



Фиг. 1. Възможности за топлинна интеграция.

Задачата за синтез и реновация, чрез топлинна интеграция на двойка от ГОРЕЩ–СТУДЕН апарати се състои в това да се създадат условия за топлообмен между двата апарата, така, че количеството енергия от вън, необходима за нагряване и охлаждане да бъде минимална.

Процесите нагриване на „С” реактор и съответно- охлаждане на „Г” реактор могат да се осъществят по следните начини:

- Охлаждане на „Г” реактор, чрез използване на външен хладоагент (външен източник на топлина за нагриване на „С” реактор);
- Използване на топлината на „Г” реактор за нагриване на „С” реактор изцяло или частично;
- Топлинна интеграция в системата „Г-С” реактори и използване на външни топлоносители и хладоагенти за до охлаждане в случаите, когато не могат да се достигнат крайните температури в резултат на интеграцията.

За да е възможна обмяната на топлина в системата „Г-С” апарат е необходимо да бъде изпълнено следното условие:  $T_H^S \geq (T_C^S + \Delta T_{min})$  (1)

т. е. началната температура на „Г” апарат да е по-голяма от началната температура на „С” апарат. Следователно количеството топлина, което може да бъде обменено в резултат от топлинна интеграция в системата „Г-С” реактор ще зависи от крайните температури на двата апарата и техните обеми (обем и топлосъдържание).

### Задачи, решавани при прилагане на метода за топлинна интеграция

Основните задачи, които трябва да намерят своето решение при процеса на интеграция са:

1. Да се определят времевите интервали за интеграция;
2. Да се определят двойките потоци обменящи топлинна енергия и температурните нива;
3. Да се определи последователността на извършване на процесите;
4. Да се определят параметри на рекуперативните топлообменни апарати;
5. Да се определят критерии за оценка на ефективността на мероприятията по топлинната интеграция, т. е. да се определи минималното количество на енергията, използвана от вън.

### Приложение на метода за топлинна интеграция

Разглежда се структура на системата за «нагриване-охлаждане» в двойка «Н-С» биореактори чрез топлинна интеграция на процесите (Фиг.1). Проблемът за намаляване на енергийните разходи от външни източници на енергия може да се реши, чрез създаване на условия за топлинна интеграция т. е. да бъдат намерени времевите интервали и параметрите на процесите, осигуряващи минимална зависимост от външните системи за енергия.

### Описание на технологичния процес

Представен е технологичен процес за производството на антибиотици, който най-често се използва в практиката. При него основния процес е свързан с получаване на субстанта чрез ферментация. Този процес се извършва в периодични биореактори. Последователността и параметрите на етапите съгласно регламента са описани по-долу:

*Stage 1: Подготовка на хранителна среда:*

1. Този процес се извършва чрез смесване на мицел и хранителна среда в спомагателен реактор с обем  $5m^3$ .

*Stage 2: Подготовка на компонентите на ферментационната среда:*

1. Смесване на  $2m^3$  от компонент А с  $V_{2.1} = 10m^3$  вода  $20^\circ C$  CW20 чрез разбъркване за около  $t_{2.1} = 1h$  до получаване на среда NMA с обем  $V_{2.1}^* = (V_{2.1} + 2.0)$ .

2. Смесване на  $2m^3$  от компонент В с  $V_{2.2} = 10m^3$  вода CW20 чрез разбъркване в продължение на около  $t_{2.2} = 1h$  до получаване на среда NMB с обем  $V_{2.2}^* = (V_{2.2} + 2.0)$ .

*Stage 3: Ферментационен процес:*

1. Едновременно прехвърляне на NMA във ферментационния реактор и нагриването му с помощта на водна пара от  $T_{3.2} = 20^\circ C$  до  $T_{3.2} = 55^\circ C$  за време  $t_{3.1}$ .

2. Нагриване на NMA с помощта на водна пара от  $T_{3.2} = 55^\circ C$  до  $T_{3.2} = 100^\circ C$  за  $t_{3.2}$ .

3. Стерилизация на NMA с водна пара до  $100^\circ C$  за около  $t_{3.3} = 0.5h$ .

4. Прехвърляне на  $NMB$  във ферментационния реактор и смесването му с  $NMA$  в продължение на около  $t_{3.4} = 1h$  до получаване на хранителната среда  $AB IAB$ .
5. Добавяне на  $V_{3.5} = 17 \div 18m^3$  техническа вода с температура  $20^\circ C$   $CW20$  до получаване на хранителна смес  $NMAB$  за време  $t_{3.5}$ .
6. Нагриване на  $NMAB$  с обем  $42m^3$  с водна пара до температура  $T_{3.6} = 55^\circ C$  за време  $t_{3.6}$ .
7. Нагриване на  $NMAB$  с водна пара от  $T_{3.6} = 55^\circ C$  до  $T_{3.6} = 120^\circ C$  за около  $t_{3.7} = 2h$
8. Стерилизация на  $NMAB$  с пара при температура  $120^\circ C$  за около за  $t_{3.8} = 0.5h$ .
9. Охлаждане на  $NMAB$  с помощта на  $CW20$  от  $T_{3.9} = 120^\circ C$  до  $T_{3.9} = 45^\circ C$  за време за  $t_{3.9}$ .
10. Охлаждане на  $NMAB$  с  $T_5 = 5^\circ C$  охладена вода ( $CW5$ ) от  $T_{3.10} = 45^\circ C$  до  $T_{3.10} = 30^\circ C$  за около за време  $t_{3.10} = 0.5h$ .
11. Добавяне на  $IMX$  в  $NMAB$  за около за време  $t_{3.11} = 0.75h$  до достигане на обем  $47m^3$ , което представлява ферментационната среда
12. Получената ферментационна среда  $FM$  се охлажда до температура  $30^\circ C$  с помощта на  $CW5$  за време за време  $t_{3.12}$  и процеса на ферментация продължава при поддържане на тази температура в продължение на 120-150 часа до получаване на ферментирания продукт ( $FB$ ).

Stage 4: Разреждане:

1. Прехвърляне на  $FB$  в междинен резервоар в продължение на около за време  $t_{4.1} = 1h$ .
2. Добавяне на  $23m^3$   $CW20$  (и деактивиране) в продължение на около за време  $t_{4.2} = 1h$  до получаване на разреден ферментирал продукт

Stage 5: Филтриране:

1. Филтриране на получения разреден продукт  $DFB$  за около за време  $t_{5.1} = 12h$  получаване на концентрирана суровина ( $DSC$ ).

Stage 6: Стерилизация на ферментатора:

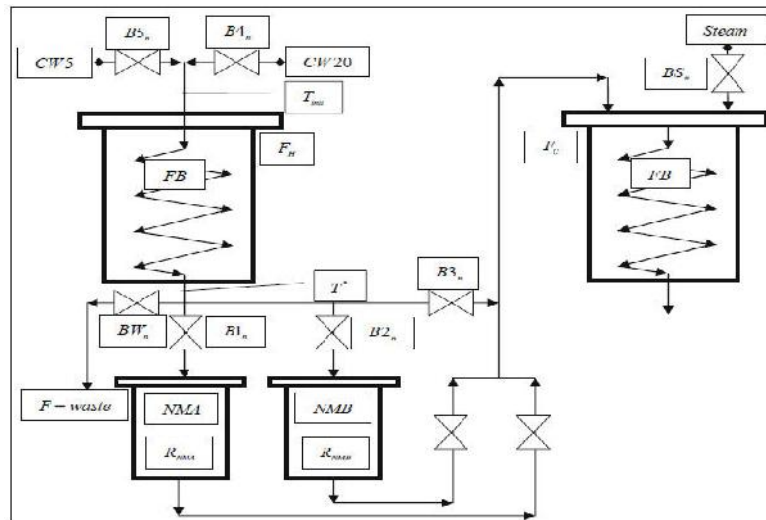
1. Измиване на празния ферментатор с  $CW20$  за време  $t_{6.1}$ .
2. Стерилизация на измития ферментатор с пара при  $130^\circ C$  за около  $t_{6.2} = 2h$ .

В съответствие с регламента, за осъществяване на процесите е необходима външна енергия (пара,  $CW20$ ,  $CW5$ ). За да бъдат минимизирани енергийните разходи за енергия е необходимо процесите да използват схемата на топлинната интеграция, показана на Фиг. 2.

### Схема на топлинна интеграция и организация на процесите

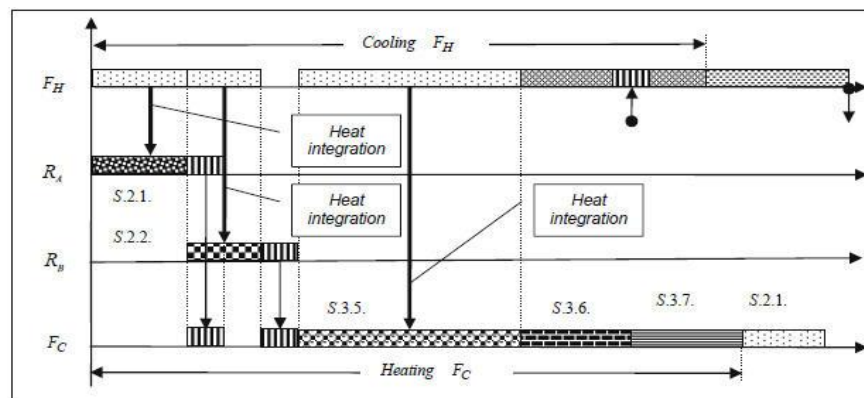
Проблемът за минимизиране на енергийните разходи намира своето решение чрез създаване на подходяща схема за топлинна интеграция. За конкретния случай в качеството на «ГОРЕЩ» реактор се разглежда ферментатор, в който са завършили процесите Stage 3.1 до Stage 3.8. В края на Stage 3.8 сместа във ферментатора е с  $T_{st} = 120^\circ C$ . След това се извършват Stage 3.9 и Stage 3.10 до  $T = 30^\circ C$ . За използване на енергията на «ГОРЕЩ» реактор е необходимо организацията на работа да бъде такава, както е показана на Фиг.2.

За да може да се използва наличната енергия на горещия реактор е необходимо организацията на работа в системата биореактори да бъде такава, че в интервала от време когато трябва да бъде охладен горещия реактор  $F_H$  да се подготвя за стерилизация друг реактор, който ще разглеждаме като студен реактор  $F_C$ . За студения реактор ще разглеждаме като завършили всички процеси по зареждането със суровини (Stage 3.1-Stage 3.5) като в техния край сместа в обем от  $42m^3$  е с температура  $T_3^*$ . Тази смес в студения реактор подлежи на до нагриване (Stage 3.6, Stage 3.7) и последваща стерилизация (Stage 3.9).



Фиг. 2. Суперструктура на системата за нагряване и охлаждане.

На Фиг.3. е показана диаграмата на Гант за организация на процесите във времето и по апарати от схемата на Фиг.2.



Фиг. 3. Диаграма на Гант.

### Математично описание на процеса

Математичното описание на отделните процеси ще включва процесите на топлообмен и на масовите потоци във времето.

Уравнението, описващо изменението на температурата на сместа в ( $F_H$ ) реактор при преминаване на поток  $CW20$  или  $CW5$  с определен дебит  $F_W$  се описва от уравнението:

$$\frac{dT_F}{dt} = \frac{(\Phi_W - 1)(F_W C_{p_W})}{\Phi_W V_F C_{p_F}} (T_{in} - T_F) \quad (2)$$

където  $\Phi_m = \frac{T_F - T_{in}}{T_F - T^*} = \exp\left(\frac{UA}{F_W C_{p_W}}\right)$ ,  $A$  е топлообменна повърхност на серпантината с измерение  $[m^2]$ , а  $U$  е общия коефициент на топлопреминаване с измерение  $[kWm^{-2}K^{-1}]$ ,  $C_{p_F} = C_F \rho_F$  с измерени  $[kJm^{-3}K^{-1}]$ , а  $C_F$  съответно  $[kg/m^3]$ , докато  $\rho_F$  е с измерение  $[kg/m^3]$ . Потока на охлаждащата вода през серпантината е  $F_W$  и е с измерение  $[m^3/s]$ .

Температурата на изход от серпантината се определя според уравнението:

$$T^* = \frac{(\Phi_W - 1)}{\Phi_W} T_F + \frac{1}{\Phi_W} T_{in} \quad (3)$$

Решението на уравнение (3) се търси при начални условия  $T_F(0)$ . Трябва да се има предвид, че температурата на излизащата вода  $T^*$  от серпантината трябва да е по-малка от съдържимото във ферментатора  $T_F$  т.е.  $T_F \geq T^*$ .

Хранителната среда  $NMA$  се получава на Stage 2.1., като уравненията описващи изменението на масата и баланса на температурата в реактор  $R_{NMA}$ :

$$\frac{dV_1}{dt} = F_1, \quad (4)$$

при начални условия  $V_1(0)$ .

$$Cp_1 V_1 \frac{dT_1}{dt} = F_1 Cp_1 (T^* - T_1) \quad (5)$$

при начални условия  $T_1(0)$   $Cp_1 = C_1 \rho_1$  с измерени  $[kJm^{-3}K^{-1}]$ , а  $C_1$  съответно  $[kJkg^{-1}K^{-1}]$ , докато  $\rho_1$  е с измерение  $[kg/m^3]$ .

Хранителната среда  $NMB$  се получава на Stage 2.2, като уравненията описващи изменението на масата и баланса на температурата в реактор  $R_{NMB}$ .

$$\frac{dV_2}{dt} = F_2, \quad (6)$$

при начални условия  $V_2(0)$ .

$$Cp_2 V_2 \frac{dT_2}{dt} = F_2 Cp_2 (T^* - T_2) \quad (7)$$

при начални условия  $T_2(0)$

$Cp_2 = C_2 \rho_2$  с измерени  $[kJm^{-3}K^{-1}]$ , а  $C_2$  съответно  $[kJkg^{-1}K^{-1}]$ , докато  $\rho_2$  е с измерение  $[kg/m^3]$ .

Процесът на добавяне на  $17m^3 - 18m^3$  вода се извършва на Stage 3.5.

Масовия баланс за случая се описва от уравнението:

$$\frac{dV_3}{dt} = F_3, \quad (8)$$

при начални условия  $V_3(0)$ .

Положителният енергиен баланс е малко по-различни от тези по-горе, тъй като включва променлива начална температура  $T_{3init}$

$$Cp_3 V_3 \frac{dT_3}{dt} = F_3 Cp_3 (T^* - T_3 - T_{3init}), \quad (9)$$

$Cp_3 = C_3 \rho_3$  с измерени  $[kJm^{-3}K^{-1}]$ , а  $C_3$  съответно  $[kJkg^{-1}K^{-1}]$ , докато  $\rho_3$  е с измерение  $[kg/m^3]$ .

Началната температура е дадено от уравнението:

$$T_{3init} = \frac{100V_1(t_f) + V_2(t_f) T_2(t_f)}{V_3(0)}, \quad (10)$$

Уравненията описващи параметрите на смесите, получени в резултат на смесване на хранителната смес и получаваната вода след серпантината се дава от уравненията:

$$F_w = F_{20} + F_5 \quad (11)$$

$$T_{in} F_w = T_{w20} F_{20} + T_{w5} F_5 \quad (12)$$

Определянето на цената на използваната вода  $CW20$  при  $T_{w20}$  и  $CW5$  при  $T_{w5}$  за осъществяването на процесите се определя чрез интегриране за времето на процесите, описани от уравненията показани по-долу.

За  $CW5$  се използва уравнението:

$$\frac{dWC_5}{dt} = C_{w5} Cp_{w5} F_5 (T^* - T_5) \quad (13)$$

при начално условие  $WC_5(0) = 0$ , където  $WC_5$  е цената на използваното количество  $CW5$  за времето на процеса, а  $C_{W5}$  е цената за единица енергия от  $CW5$ . Аналогично се записва уравнението за определянето на цената за използваната вода:

$$\frac{dWC_{20}}{dt} = C_{W20} F_{20} \quad (14)$$

при начално условие  $WC_{20}(0) = 0$ , където  $C_{W20}$  има измерение  $[lw/m^3]$ .

### Управляващи променливи

Множеството управляващи въздействия за случая са:

$$Var. = \left\{ F_w(t), F_1(t), F_2(t), F_3(t), F_4(t), t_{2.1}, \right. \\ \left. t_{2.2}, t_{3.1}, t_{3.5}, t_{3.6}, t_{3.7}, t_{3.8}, t_{3.9}, t_{3.10} \right\}, \quad (15)$$

където,  $t \in [0, (t_{2.1}, t_{2.2}, t_{3.1}, t_{3.5}, t_{3.6}, t_{3.7}, t_{3.8}, t_{3.9}, t_{3.10})]$

Управляващите променливи в най-общия случай представляват времеви функции, които трябва да бъдат определени. Структурата на тези функции е добре предварително да бъде зададена и задачата за определяне на тези функции ще се свежда до определяне на коефициентите на зададената структура. Една от възможните структури е:

$$F_i = A_i + (B_i - A_i) \exp(-C_i t), \quad i \in I$$

### Ограничения

Общият дебит на вода по всяко време е ограничено, както следва:

$$F_1 + F_2 + F_3 + F_{waste} \leq F_w \quad (16)$$

$$F_{waste} \geq 0 \quad (17)$$

$$F_w^{\min} \leq F_w \leq F_w^{\max} \quad (18)$$

Работата на системата се налага да отговарят на определени маса и температура на смесите в края на съответния процеса т.е.

$$V_1(t_{2.1}) \leq 12m^3 \quad (19)$$

$$V_2(t_{2.2}) \leq 12m^3 \quad (20)$$

$$V_3(t_{3.5}) \leq 42m^3 \quad (21)$$

$$T_F(t_{HOT}) \leq 30^\circ C \quad (22)$$

където  $t_{HOT} = t_{2.1} + t_{2.2} + t_{3.1} + t_{3.5} + t_{3.9} + t_{3.10}$ .

Времето за извършване на процесите трябва да е такова, че да се удовлетворяват условията:

$$t_{2.1} + t_{2.2} + t_{3.1} + t_{3.5} + t_{3.9} + t_{3.10} \leq t_H$$

$$t_{2.1} + t_{2.2} + t_{3.1} + t_{3.5} + t_{3.6} + t_{3.7} + t_{3.8} \leq t_C$$

където  $t_H, t_C$  са зададени от условията на технологията. Проблема за минимизиране на енергийните разходи се свежда до определяне на оптималните управляващи въздействия, осигуряващи минимум на цената за използваната енергия от външните източници при осъществяване на процесите, съгласно технологичния регламент. При това зависимостта за определяне на цената на използваната енергия се определя съгласно израза, което представлява и целевата функция, която има вида:

$$F = COST_{Steam} + C_5(t_f) + C_{20}(t_f) \quad (23)$$

където

$$COST_{Steam} = \left( M_1(t_f) \rho_1 C p_1 (100 - T_1(t_f)) \right. \\ \left. M_3(t_f) \rho_3 C p_3 (120 - T_3(t_f) - T_{3init}) \right), \text{ а } C_{20}(t_f) \text{ като решение на (14).}$$

Задачата за намиране на възможности, намаляващи разходите на външна енергия е задача за определяне на оптималните управляващи въздействия и представлява задача на нелинейното динамично програмиране. За нейното решаване са необходими специални програмни средства като например gPROMS. Трябва да се има предвид, че получените управляващи въздействия във вид на времеви функции трудно могат да бъдат изпълнявани, тъй като изискват използване на сложни регулиращи системи. Освен това трябва да се има предвид и факта, че използваните



параметри в моделите могат да се променят във времето или да са неточно определени, което води и до определяне на управляващи функции не водещи до целите на управлението (23).

### Данни за процеса на топлинна интеграция

$$Cp_F = Cp_{W20} = Cp_{W5} = 4200 \text{ kJm}^{-3} \text{ K}^{-1}, \quad T_{W5} = 5^\circ \text{ C}, \quad T_{W20} = 20.00^\circ \text{ C}, \quad A = 56.55 \text{ m}^2,$$

$$U = 1.20 \text{ kWm}^{-2} \text{ K}^{-1}, \quad T_F(0) = T_{st}^* = T_{F0} = 120^\circ \text{ C}, \quad t_f = 7000 \text{ s}, \quad F_{MAX} = 0.02 \text{ m}^3 / \text{ s}, \quad V_{3.5} = 18 \text{ m}^3,$$

$$V_{2.1} = V_{2.2} = 10 \text{ m}^3, \quad V_{Waste} = 23 \text{ m}^3, \quad T_{fer} = 30^\circ \text{ C}, \quad C_{W20} = 2.184 \text{ lv} / \text{ m}^3, \quad CG_{Steam} = 277.00 \text{ lv} / \text{ GCal},$$

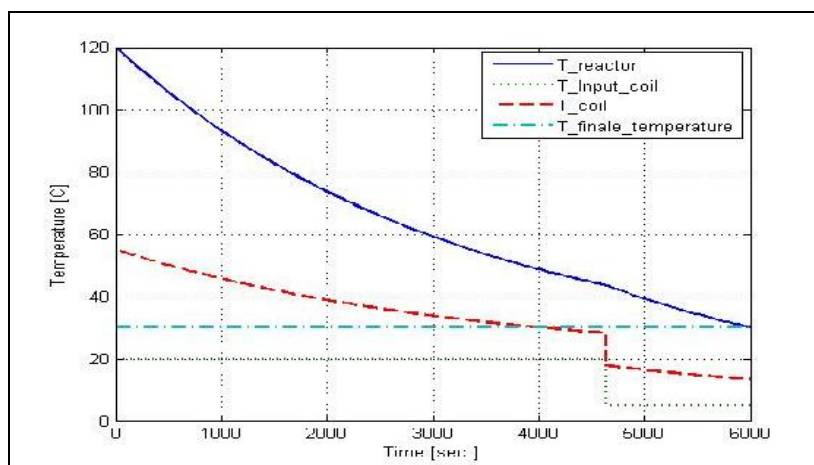
$$C_{Steam} = (CG_{steam} / 4.184) 10^{-6} \text{ lv} / \text{ kJ},$$

$$CG_{W5} = 681.00 \text{ lv} / \text{ GCal}, \quad C_{W5} = (CG_{W5} / 4.184) 10^{-6} \text{ lv} / \text{ kJ}.$$

Съгласно методиката, описваща математичният модел на процеса са извършени изчисления за определяне на оптималните управляващи въздействия ( $F_{W20}, F_{W5}, t_{W20}, t_{W5}$ ) за случая без топлинна интеграция на процесите. Задачата на математичното програмиране е решена с използване на MATLAB 6.50.

**Таблица 1. Оптимални стойностите на управляващите променливи за случая без топлинна интеграция.**

| N   | Процес   | Оптимален дебит |          | Количество охлаждаща вода |          | Температура |
|-----|----------|-----------------|----------|---------------------------|----------|-------------|
|     |          | $F_{W20}$       | $F_{W5}$ | $V_{W20}$                 | $V_{W5}$ |             |
| $i$ | $t_{in}$ | $F_{W20}$       | $F_{W5}$ | $V_{W20}$                 | $V_{W5}$ | $T_{Fi}$    |
| 1   | 1158.6   | 0.0374          | 0.0      | 43.3                      | 0.0      | 89.6        |
| 2   | 1158.6   | 0.0374          | 0.0      | 43.3                      | 0.0      | 68.4        |
| 3   | 1158.7   | 0.0374          | 0.0      | 43.3                      | 0.0      | 53.7        |
| 4   | 1158.7   | 0.0374          | 0.0      | 43.3                      | 0.0      | 43.5        |
| 5   | 1365.4   | 0.0             | 0.04     | 0.0                       | 54.6     | 30.0        |



**Фиг. 4. Изменение на температурата в реактора и на изход от серпентината в случай без топлинна интеграция.**

За случай, когато управлението на процеса “охлаждане-нагриване” се осъществява при непрекъснати променящи се във времето управляващи променливи (дебитите на охлаждащите агенти през серпантината) и се извършва топлинна интеграция на процесите са извършени



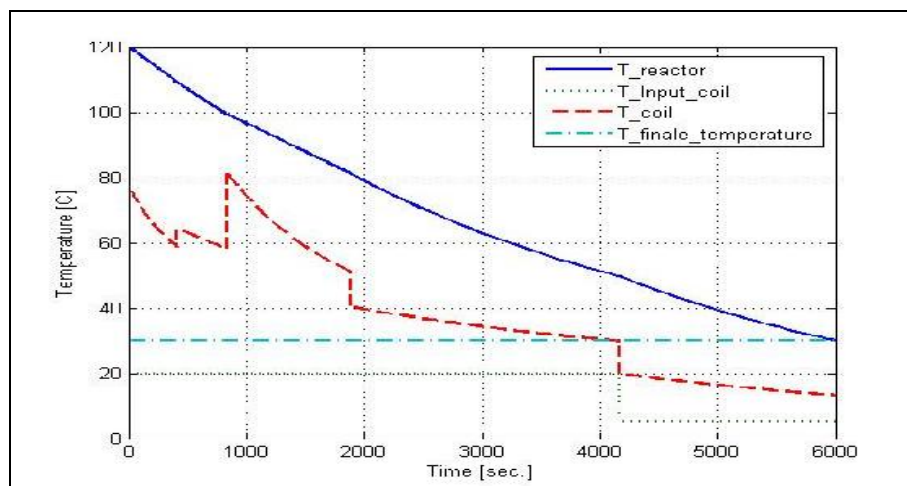
изчисления с използване на пакета MATLAB 6.50. Дебитите на охлаждащия поток през серпантината за случая се изменя съгласно зависимостта:

$F_i = A_i + (B_i - A_i) \exp(-C_i t)$ ,  $i \in I$ ,  $I = \overline{1, 5}$ , където неизвестните коефициенти ( $A_i, B_i, C_i$ ) подлежат на определяне за всеки един от времевите интервала.

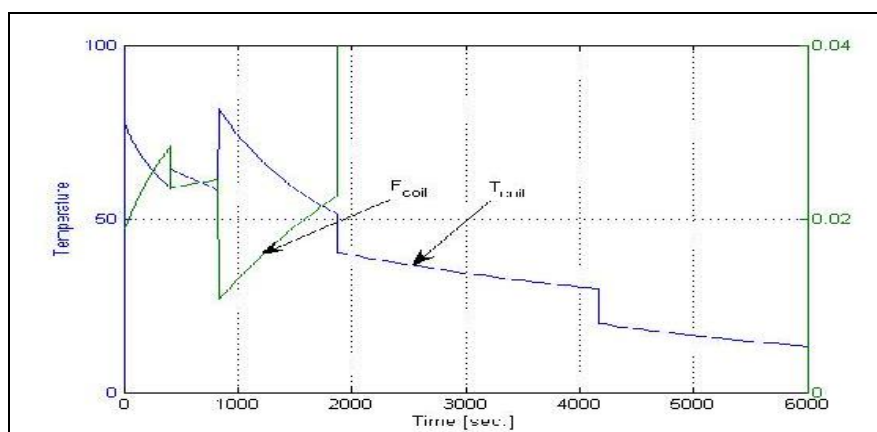
В таблица 2 са дадени оптималните стойности на управляващите променливи, получени в резултат от решение на оптимизационната процедура.

**Таблица 2. Оптимални стойности на управляващите променливи в случай на топлинна интеграция.**

| N   | Вре-ме   | Оптимални стойности на параметрите определящи дебитите на охлаждащите агенти |       |        | Количе-ство охлаждащ реагент |          | Темпе ратура |
|-----|----------|--|-------|--------|------------------------------|----------|--------------|
|     |          | $A_i$  | $B_i$ | $C_i$  | $V_{20}$                     | $V_{C5}$ |              |
| $i$ | $t_{in}$ | $A_i$  | $B_i$ | $C_i$  | $V_{20}$                     | $V_{C5}$ | $T_{Fn}$     |
| 1   | 414      | 0.035  | 0.018 | 0.002  | 9.9                          | 0        | 109          |
| 2   | 416      | 0.038  | 0.023 | 1.7e-4 | 9.9                          | 0        | 99.2         |
| 3   | 1046     | 0.040  | 0.010 | 5.0e-4 | 18.                          | 0        | 81.2         |
| 4   | 2286     | 0.040  | 0.040 | 0.007  | 91                           | 0        | 49.7         |
| 5   | 1836     | 0.040  | 0.040 | 0.01   | 0.0                          | 73       | 30.0         |



**Фиг. 5. Изменение на температурите в реактора и на изход от серпантината по времеви интервали за случая с топлинна интеграция и непрекъснати управляващи променливи.**



**Фиг. 6. Оптимални функции на дебитите на охлаждащия поток във времето, осигуряващи минимум на разходите за енергия при процесите “охлаждане-нагреване”.**

## Заклучение

В резултат от горното изложение могат да се направят следните изводи:

1. Формулиран е проблемът за снижение на енергийните разходи при работата на системи с периодични процеси.
2. Направен е анализ на възможностите за минимизиране на енергопотреблението чрез топлинна интеграция. на процесите „Нагриване-Охлаждане”.
3. Предложена е математична формулировка на задачата за снижаване на енергийните разходи, чрез определяне на управляващите въздействия на процесите в система с топлинна интеграция.
4. Задачата е формулирана в термините на смесеното нелинейно математично програмиране при критерий минимална стойност на използваната енергия от външни източници.

## Благодарности

*Изследването е осъществено по проект BG051PO001-3.3.04/30/ 28.08.2009 с Бенифициент Институт по Инженерна химия при БАН - София и Партньор „Университет Проф. д-р Асен Златаров” – Бургас с финансовата подкрепа на ОП „Развитие на човешките ресурси” 2007-2013, съфинансирана от ЕСФ на Европейския съюз.*

## Литература

1. **Vaselenak J.A., I.E. Grossmann, A.W. Westerberg**, “Heat integration in batch processing”, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **25** (2), pp.357 - 366, (1986).
2. **Ivanov B., K. Peneva, N. Bancheva**, “Heat Integration of Batch Vessels at Fixed Time Interval. I. Schemes with Recycling Main Fluids”, *Hung. J. Ind. Chem.*, **20**, pp.225 - 231, (1992).
3. **Ivanov B., K. Peneva, N. Bancheva**, “Heat Integration of Batch Vessels at Fixed Time Interval. Part II: Schemes with Intermediate Heating and Cooling Agents”, *Hung. J. Ind. Chem.*, **20**, pp. 233 - 239, (1993).
4. **N. Bancheva, B. Ivanov, N. Shah, C. Pantelides**, “Heat Exchanger Network Design for Multipurpose Batch Plants”, *Comp. Chem. Eng.*, **20**, pp. 989 - 1001, (1996).

Автори:

Докторант Десислава Николова,  
Институт по инженерна химия - БАН, София,  
ул.Акад. Г. Бончев, блок 103, тел: 02/979-32-75, E-mail: systmeng@bas.bg  
Проф. д-р Боян Иванов,  
Институт по инженерна химия - БАН, София,  
ул.Акад. Г. Бончев, блок 103, тел: 02/979-32-75, E-mail: bivanov@bas.bg  
Доц. д-р Драгомир Добруджалиев,  
Университет “Проф. Д-р Асен Златаров”, Бургас, E-mail: dragodob@yahoo.com