

МІНІСТЕРСТВО ВИЩОЇ ТА СЕРЕДНЬОЇ  
СПЕЦІАЛЬНОЇ ОСВИТИ УРСР

# ХАРЧОВА ПРОМИСЛОВІСТЬ

(Республіканський міжвідомчий  
науково-технічний збірник)

12

ВИДАВНИЦТВО „ТЕХНІКА“ КИЇВ — 1971

## КОЕФІЦІЄНТ КОРИСНОЇ ДІЇ ТА ЧИСЛО ОДИНИЦЬ ПЕРЕНОСУ МАСООБМІННИХ ТАРІЛОК І ТЕПЛОБМІННОЇ АПАРАТУРИ БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Під час розрахунку тарілчастих масообмінних ректифікаційних і абсорбційних апаратів широко користуються як к. к. д. тарілки, так і числом одиниць переносу маси.

К. к. д. тарілки являє собою відношення фактично переданої кількості розподіленої між фазами речовини до максимально можливої кількості, яка може бути передана тільки при нескінченно великій поверхні контакту фаз на тарілці. Якщо виразити концентрацію розподіленої між фазами речовини через вміст її в паровій фазі, то кількість речовини, яка переходить з однієї фази в іншу, можна визначити з рівняння

$$M = G (y_n - y_{n-1}) \text{ кмоль/сек}, \quad (1)$$

де  $G$  — витрата пари, кмоль/сек;  $y_n$  — концентрація легколеткої речовини в парі над  $n$ -ю тарілкою, мольна частка;  $y_{n-1}$  — те саме над  $(n-1)$ -ю тарілкою, яка розташована під  $n$ -ю тарілкою.

Отже к. к. д. тарілки можна виразити таким рівнянням:

$$\eta = \frac{M}{M_{\max}} = \frac{G (y_n - y_{n-1})}{G (y_n^* - y_{n-1})} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}, \quad (2)$$

де  $y_n^*$  — концентрація легколеткої речовини в парі, яка перебуває в рівновазі з рідиною на  $n$ -й тарілці, мольна частка.

З рівняння (2) видно, що к. к. д. тарілки не може бути більшим від одиниці. Проте в літературі іноді висловлюється протилежна думка. Це пояснюється неточним означенням самого поняття к. к. д. тарілки, коли виходять з формули Мерфрі, а також неправильним розрахунком величини  $y_n^*$ .

Найчастіше величину  $y_n^*$  знаходять як концентрацію легколеткої речовини в парі, яка перебуває в рівновазі із стікаючою з  $n$ -ої тарілки рідиною. Таке визначення припустиме тільки в тому разі, якщо відношення потоку рідини до потоку

пари  $\frac{L}{G} \gg 1$ , тобто якщо концентрація легколеткої речовини в рідині при проходженні її через тарілку змінюється дуже мало. В інших випадках концентрації легколеткої речовини в рідині на вході і виході з тарілки різняться між собою, а тому визначення величини  $y_n^*$  по рівновазі з стікаючою з  $n$ -ої тарілки рідиною приводить до занижених результатів. У такому разі знаменник рівняння (2) буде меншим від значення максимально можливої кількості переданої між фазами речовини, як це впливає з визначення к. к. д. тарілки.

У зв'язку з цим при визначенні величини к. к. д. в разі перехресного руху пари і рідини на тарілці значення  $y^*$  треба визначати по рівновазі з середньологарифмічною концентрацією рідини на тарілці.

Для протитечійних масообмінних апаратів (насадочних, трубчастих та ін.) величина  $y^*$  визначається по рівновазі з рідиною на вході в апарат.

Кількість розподіленої між фазами речовини може бути знайдена не тільки за формулою (1), а й з допомогою основного рівняння масопередачі [1]:

$$M = K_y F \Delta y_n, \quad (3)$$

де  $K_y$  — коефіцієнт масопередачі, віднесений до  $1 \text{ м}^2$  поверхні фазового контакту при вираженні рушійної сили процесу в одиницях концентрації у паровій фазі,  $\text{кмоль/м}^2 \cdot \text{сек}$ ;  $F$  — поверхня фазового контакту на тарілці,  $\text{м}^2$ ;  $\Delta y_n$  — середня різниця концентрацій або середня рушійна сила процесу масообміну на тарілці,  $\text{кмоль/кмоль}$ .

Порівняння рівнянь (1) та (3) дає формулу для розрахунку числа одиниць переносу маси на тарілці:

$$m_m = \frac{y_n - y_{n-1}}{\Delta y_n} = \frac{K_y F}{G} \quad (4)$$

Якщо рідина на тарілці добре перемішується або величина рідинного потоку значно перевищує величину парового потоку, тобто якщо рідина на тарілці має однакову концентрацію в усіх точках робочого об'єму тарілки, то співвідношення між к. к. д. тарілки і числом одиниць переносу маси можна виразити у вигляді формули

$$\eta = 1 - e^{-m_m} \quad (5)$$

Залежно від типу масообмінного апарата і величини відношення  $L/G$  формула (5) може набувати складнішого вигляду, проте в усіх випадках існує залежність між  $\eta$  і  $m_m$ .

За аналогією з ректифікаційними тарілками введемо поняття к. к. д. і числа одиниць переносу тепла теплообмінної апаратури стосовно до дефлегматорів, конденсаторів і підігрівників бражки брагоректифікаційних установок.

К. к. д. дефлегматора  $\epsilon$  виражає співвідношення між фактично переданою кількістю тепла і тією максимально можливою кількістю тепла, яка може бути передана тільки в дефлегматорі з нескінченно великою поверхнею теплопередачі.

Кількість переданого до рідини тепла, виділеного при конденсації спиртоводяної пари, можна виразити рівнянням

$$Q = G \cdot c (t_2 - t_1) = W (t_2 - t_1), \quad (6)$$

де  $G$  — витрата рідини (води, бражки),  $\text{кг/сек}$ ;  $c$  — теплоємність рідини,  $\text{дж/кг} \times \text{град}$ ;  $t_1$  — температура рідини на вході в апарат,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $t_2$  — температура рідини на виході з апарата,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $W = Gc$  — водяний еквівалент нагріваної рідини,  $\text{дж/сек} \cdot \text{град}$ .

Водяний еквівалент можна розглядати як кількість тепла, що її приймає потік рідини на  $1 \text{ град}$  зміни температури.

Тоді к. к. д. дефлегматора виразиться рівнянням

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{W (t_2 - t_1)}{W (t_n - t_1)} = \frac{t_2 - t_1}{t_n - t_1}, \quad (7)$$

де  $t_n$  — температура спиртоводяної пари,  $^{\circ}\text{C}$ .

Виразимо кількість переданого тепла в дефлегматорі з допомогою загального рівняння теплопередачі

$$Q = kF\Delta t \text{ вт}, \quad (8)$$

де  $k$  — коефіцієнт теплопередачі,  $\text{вт/м}^2 \cdot \text{град}$ ;  $F$  — поверхня теплопередачі,  $\text{м}^2$ ;  $\Delta t$  — середньологарифмічна різниця температур між спиртоводяною парою і водою (бражкою),  $\text{град}$ .

Порівнюючи рівняння (6) та (8), одержимо формулу для розрахунку числа одиниць переносу тепла дефлегматора:

$$m_T = \frac{t_2 - t_1}{\Delta t} = \frac{kF}{W} \quad (9)$$

Число одиниць переносу тепла  $m_T$  є безрозмірною характеристикою дефлегматора з точки зору можливостей передачі тепла.

На підставі одержаних експериментальних даних автором визначено к. к. д. і число одиниць переносу тепла дефлегматорів епюраційної та ректифікаційної колон Барського та Андрушівського спиртокомбінатів. Значна відмінність к. к. д. і числа одиниць переносу тепла для різних дефлегматорів (див. таблицю) пояснюється відмінністю в схемі приєднання дефлегматорів, величині поверхні теплопередачі і швидкості руху води.

За табличними даними побудовано графік залежності к. к. д. від числа одиниць переносу тепла дефлегматорів. З нього видно (див. рисунок) асимптотичний характер залежності  $\epsilon$  від  $m_T$ . Якщо  $m_T$  є малою величиною, к. к. д. дефлегматора низький. В області великих значень  $m_T$  к. к. д. асимптотично наближається до одиниці.

Залежність к. к. д. від числа одиниць переносу тепла можна виразити рівнянням

$$\epsilon = 1 - e^{-m_T}, \quad (10)$$

яке відображає залежність  $\epsilon$  від  $m_T$  не тільки для паро-рідинних теплообмінників, якими зокрема є дефлегматори, конденсатори і підігрівники бражки, а й для рідинно-рідинних теплообмінників при величині відношення водяних еквівалентів теплообмінних середовищ, близькій до нуля ( $W_{\min} : W_{\max} = 0$ ). Для інших випадків теплообміну рівняння (10) матиме складніший вигляд, що залежить від взаємного напрямку руху робочих середовищ [2].

Рівняння (9) дає змогу оцінити можливість збільшення числа одиниць переносу тепла і к. к. д. з точки зору капітальних затрат, маси і об'єму теплообмінника, тобто за рахунок збільшення поверхні  $F$ , або з точки зору затрат енергії на подолання гідравлічного опору для одержання більш високого значення коефіцієнта теплопередачі  $k$ .

Користуючись залежністю між  $\epsilon$  та  $m_T$ , можна робити розрахунок поверхні теплообмінної апаратури, не вдаючись до визначення середньологарифмічної різниці температур. Для цього за формулою (7) визначають к. к. д., а потім з формули (10) знаходять число одиниць переносу тепла. Тоді поверхню можна визначити за формулою (9):

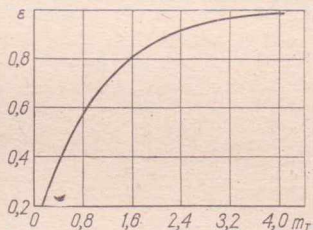
$$F = \frac{m_T W}{k}.$$

З допомогою числа одиниць переносу тепла можна також легко знайти середню температуру води (бражки)  $t_{cp}$ , при якій вибираються фізичні властивості рідини для розрахунку коефіцієнта тепловіддачі. Для цього формулу (9) перепишемо так:

$$m_T = \frac{t_2 - t_1}{\Delta t} = \frac{t_2 - t_1}{t_n - t_{cp}}. \quad (11)$$

Тоді

$$t_{cp} = t_n - \frac{t_2 - t_1}{m_T}. \quad (12)$$



Графік залежності к. к. д. від числа одиниць переносу тепла дефлегматорів.

Таблиця

Дефлегматор або барабани	Площа теплопередачі $F, \text{ м}^2$	Витрата води $G, \text{ кг/сек}$	Швидкість руху води $w, \text{ м/сек}$	Коефіцієнт теплопередачі $k, \text{ Вт/м}^2\cdot\text{град}$	Температура води на вході $t_1, \text{ }^\circ\text{C}$	Температура води на виході $t_2, \text{ }^\circ\text{C}$	Температура спиртоводяної пари $t_p, \text{ }^\circ\text{C}$	Середня різниця температури $\Delta t, \text{ град}$	Коефіцієнт корисної дії $\epsilon$	Число одиниць переносу тепла $n_T$
--------------------------	--------------------------------------	----------------------------------	--	--	---	--	--	--	------------------------------------	------------------------------------

## Дефлегматор епюраційної колони Барського спиртокомбінату

Повний дефлегматор	110	8,05	0,551	639	25,8	72,2	78,4	21,3	0,88	2,08
		7,05	0,454	700	27,5	74,7	78,4	18,0	0,93	2,62
Нижній барабан	55	8,05	0,551	390	25,8	49,8	78,4	38,1	0,46	0,63
		7,05	0,454	496	27,5	58,3	78,4	33,0	0,61	0,93
Верхній барабан	55	8,05	0,551	930	49,8	72,2	78,4	14,8	0,78	1,51
		7,05	0,454	877	58,3	74,7	78,4	9,6	0,82	1,72

## Дефлегматор ректифікаційної колони Барського спиртокомбінату

Повний дефлегматор	110	9,6	0,646	481	21,0	63,1	78,4	31,9	0,73	1,32
		9,03	0,607	669	20,6	70,4	78,4	25,6	0,85	1,95
		9,26	0,626	739	23,2	71,7	78,4	23,0	0,88	2,11
		6,53	0,442	352	20,4	64,8	78,4	31,4	0,75	1,42
		11,4	0,771	815	24,2	71,0	78,4	23,5	0,86	1,99
Нижній барабан	55	9,6	0,646	300	21,0	40,6	78,4	47,4	0,34	0,41
		9,03	0,607	424	20,6	47,5	78,4	42,7	0,47	0,63
		9,26	0,626	602	23,2	54,7	78,4	37,2	0,57	0,85
		6,53	0,442	216	20,4	41,2	78,4	46,7	0,36	0,45
		11,4	0,771	687	24,2	52,9	78,4	38,0	0,53	0,76
Верхній барабан	55	9,6	0,646	661	40,6	63,1	78,4	24,8	0,6	0,91
		9,03	0,607	938	47,5	70,4	78,4	16,8	0,73	1,37
		9,26	0,626	909	54,7	71,7	78,4	13,3	0,72	1,27
		6,53	0,442	505	41,2	64,8	78,4	23,9	0,61	0,99
		11,4	0,771	1138	52,9	71,0	78,4	14,5	0,71	1,25

## Дефлегматор епюраційної колони Андрушівського спиртокомбінату

Повний дефлегматор	70	5,8	0,756	831	23,7	73,4	78,4	20,8	0,91	2,39
		5,31	0,697	745	19,2	72,7	78,4	22,9	0,9	2,34
		5,08	0,659	965	22,8	76,1	78,4	16,7	0,96	3,19
Нижній барабан	35	5,8	0,756	644	23,7	57,0	78,4	35,4	0,61	0,94
		5,31	0,697	646	19,2	56,8	78,4	37,2	0,64	1,01
		5,08	0,659	799	22,8	63,4	78,4	31,0	0,73	1,31
Верхній барабан	35	5,8	0,756	1025	57,0	73,4	78,4	11,1	0,77	1,48
		5,31	0,697	863	56,8	72,7	78,4	11,9	0,74	1,34
		5,08	0,659	1180	63,4	76,1	78,4	6,6	0,85	1,92

*Дефлегматор ректифікаційної колони № 2  
Андрушівського спиртокомбінату*

Повний дефлегматор	145	8,43	0,756	1000	22,5	77,5	78,4	13,3	0,98	4,15
		8,65	0,764	1010	19,6	77,4	78,4	14,2	0,98	4,07
		8,91	0,787	1010	21,0	77,3	78,4	14,3	0,98	3,95
Нижній барабан	35	8,43	1,105	1165	22,5	60,7	78,4	33,1	0,68	1,16
		8,65	1,123	1144	19,6	59,1	78,4	35,4	0,67	1,12
		8,91	1,157	1220	21,0	60,1	78,4	34,1	0,68	1,15
Середній барабан	55	8,43	0,581	940	60,7	74,2	78,4	9,3	0,76	1,45
		8,65	0,584	966	59,1	74,0	78,4	10,1	0,77	1,48
		8,91	0,602	967	60,1	74,0	78,4	9,7	0,76	1,44
Верхній барабан	55	8,43	0,581	945	74,2	77,5	78,4	2,2	0,52	1,5
		8,65	0,584	986	74,0	77,4	78,4	2,3	0,77	1,5
		8,91	0,602	970	74,0	77,3	78,4	2,3	0,75	1,44

Особливо зручно користуватись залежністю (10) при визначенні температури охолодної води на виході з конденсатора (дефлегматора), коли з допомогою середньологарифмічної різниці температур розрахунок можна зробити тільки методом ітерацій. Для цього формулу (7) запишемо так:

$$\varepsilon \cdot (t_n - t_1) = t_2 - t_1. \quad (13)$$

Виразимо  $\varepsilon$  через  $m_T$  за формулою (10) і підставимо у формулу (13). Тоді

$$(1 - e^{-m_T}) (t_n - t_1) = t_2 - t_1. \quad (14)$$

Дефлегматор або барабан	Площа теплопередачі $F$ , $m^2$	Витрата води $G$ , $kg/sec$	Швидкість руху води $w$ , $m/sec$	Коефіцієнт теплопередачі $k$ , $вт/m^2 \cdot град$	Температура води на вході $t_1$ , $^{\circ}C$	Температура води на виході $t_2$ , $^{\circ}C$	Температура спиртоводяної пари $t_n$ , $^{\circ}C$	Середня різниця температур $\Delta t$ , $град$	Коефіцієнт корисної дії $\epsilon$	Число одиниць переносу тепла $n_T$
-------------------------	---------------------------------	-----------------------------	-----------------------------------	--	---	--	--	--	------------------------------------	------------------------------------

*Дефлегматор ректифікаційної колони № 1  
Андрушівського спиртокомбінату*

Повний дефлегматор	120	14,35	0,81	293	27,1	50,1	78,4	39,0	0,45	0,59
		18,45	1,041	351	21,9	45,8	78,4	43,4	0,42	0,55
		12,75	0,718	438	26,6	59,3	78,4	33,1	0,63	0,99
Нижній барабан	60	14,35	0,81	234	27,1	37,8	78,4	45,6	0,21	0,24
		18,45	1,041	286	21,9	33,3	78,4	50,6	0,2	0,23
		12,75	0,718	478	26,6	48,3	78,4	40,1	0,42	0,54
Верхній барабан	60	14,35	0,81	358	37,8	50,1	78,4	34,1	0,3	0,36
		18,45	1,041	421	33,3	45,8	78,4	38,5	0,28	0,33
		12,75	0,718	408	48,3	59,3	78,4	24,1	0,37	0,46

Розкривши дужки і розв'язавши рівняння (14) відносно  $t_2$ , одержимо

$$t_2 = t_n - (t_n - t_1) e^{-m_T}. \quad (15)$$

Отже, якщо відомі  $k$ ,  $F$  та  $W$ , то за формулою (9) знаходимо значення  $m_T$ , а потім за формулою (15) — температуру води (бражки) на виході з апарата. Таким чином маємо прямий розв'язок задачі.

Користуючись к. к. д. і числом одиниць переносу тепла, дуже зручно здійснювати оптимальний розрахунок теплообмінної апаратури на обчислювальних машинах.

При порівнянні формул (7), (9) та (10) з формулами (2), (4) та (5) видно повну аналогію в побудові рівнянь для визначення к. к. д. і числа одиниць переносу в масообмінних і теплообмінних процесах. Це свідчить про можливість робити розрахунок процесу масообміну на ректифікаційних тарілках і процесу теплообміну в дефлегматорах і конденсаторах за аналогічною методикою. Проведений аналіз розрахунку теплообмінників з використанням співвідношення між  $\epsilon$  та  $m_T$  показує, що цей розрахунок повністю узгоджується з теорією теплопередачі і що к. к. д. та число одиниць переносу тепла перебувають у прямій залежності. Це є одним з доказів того, що к. к. д. тарілок також не суперечить основним законам масопередачі, і поряд з числом одиниць переносу маси його можна рекомендувати для використання під час розрахунків процесів масообміну в ректифікаційних та абсорбційних апаратах.

## Література

1. К а с а т к и н А. Г. и др. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. М., Стандартгиз, 1961.
2. К э й с В. М., Л о н д о н А. Л. Компактные теплообменники. М., «Энергия», 1967.

Надійшла 16 вересня 1969 р.