УДК 663.1/.4

RECTIFICATION COLUMN MODELING WITH A CYCLE OPERATION MODE IN THE PRODUCTION OF ETHANOL

O. Shevchenko, O. Bedrick
National University of Food Technologies
V. Maleta
Maleta Cyclic Distillation LLC OÜ, Parnu mnt 130-38, 11317 Tallinn, Estonia

Key words:
Cyclic rectification
Rectification column
Mathematical modeling
Phlegmatic number
Bioethanol
Food ethanol
Theoretical plates

Article history:
Received 30.03.2020
Received in revised form 13.04.2020
Accepted 27.04.2020

Corresponding author:
O. Shevchenko
E-mail:
tmipt@ukr.net

ABSTRACT

In the ethanol purification scheme, the distillation column concentrates the ethyl alcohol, eliminates the intermediate, terminal impurities and the residue of the major ones. The concentration of ethanol rises to values close to the azeotropic point. When producing ethanol, up to 40% of the steam consumption is spent for the work of the column. Considering the peculiarities of the operation of columns such as the ejection column and the impurity concentration column, it should be noted that the use of a distillation column in a cyclic mode will also provide a proper economic effect. Column modeling was performed for products such as bioethanol and food alcohol. The simulation results are presented in the form of tables and graphs, where in tables N determines the number of theoretical cyclical distillation plates, and the fraction shows the ratio of the plates: exhaustive in the denominator and the concentration in the numerator.

The constant of the minimum reflux number for all variants of calculations on receipt of food quality alcohol is related to the shape of the ethanol-water equilibrium curve. With the increase of the reflux number, the ratio of the number of plates in the exhaustive and concentration parts of the column is redistributed. A significant difference between stationary and cyclic processes is the quantitative metrics such as the number of theoretical plates and reflux numbers.

Modeling of the distillation column upon receipt of food alcohol of 96.4% vol. showed that the greatest influence of the change in the concentration of the epirate is observed in the distal part of the column. With a decrease in the concentration of the epirate from 50 to 10% vol. the number of plates in the top of the column is tripled.

DOI: 10.24263/2225-2924-2020-26-2-14

МОДЕЛЮВАННЯ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ З ЦИКЛІЧНИМ РЕЖИМОМ РОБОТИ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ЕТАНОЛУ

О. Ю. Шевченко, О. В. Бедрик
Національний університет харчових технологій
В. М. Малета
Maleta Cyclic Distillation LLC OÜ, Parnu mnt 130-38, 11317 Tallinn, Estonia

У технологічній схемі очистки етанолу ректифікаційна колона концентрує етиловий спирт, вилучає проміжні, кінцеві домішки та залишок головних. При цьому концентрація етанолу піднімається до значень, близьких до азеотропної точки. При виробництві етанолу на роботу колони затрачається до 40% витрати пари. Враховуючи особливості роботи таких колон, як епюраційна та колона концентрації домішок, слід зазначити, що використання ректифікаційної колони у циклічному режимі також забезпечить належний економічний ефект. Моделювання колони проводилося для таких продуктів, як біоетанол і харчовий спирт. Результати моделювання представлені у вигляді таблиць і графіків, де в таблицях N визначає кількість теоретичних тарілок циклічної дистиляції, причому дріб показує співвідношення вичерпної в знаменнику та концентраційної в чисельнику тарілок.

Незмінність мінімального флегмового числа для всіх варіантів розрахунків при отриманні спирту харчової якості пов'язана з формою кривої рівноваги етанол-вода. Зі збільшенням флегмового числа відбувається перерозподіл співвідношення кількості тарілок у вичерпній і концентраційній частинах колони. Суттєвою відмінністю стаціонарного та циклічного процесів є кількісні показники розрахунку, такі як кількість теоретичних тарілок і флегмові числа.

Моделювання ректифікаційної колони при отриманні харчового спирту 96,4% об. показало, що найбільший вплив зміни концентрації епюрату спостерігається у відгінній частині колони. Із зменшенням концентрації епюрату з 50 до 10% об. кількість тарілок у відгінній частині колони збільшується втричі.

Ключові слова: *циклічна ректифікація, ректифікаційна колона, математичне моделювання, флегмове число, біоетанол, харчовий етанол, теоретичні тарілки.*

Постановка проблеми. В технологічній схемі БРУ при виробництві етанолу на роботу ректифікаційної колони затрачається до 40% витрати пари. Зважаючи на особливості роботи епюраційної колони та колони концентрації домішок у циклічному режимі [3; 4], існують передумови, що використання РК в цьому режимі також забезпечить належний економічний ефект. Враховуючи той факт, що на сьогодні основними продуктами є харчовий та паливний етанол, має сенс моделювання ректифікаційної колони при виробництві цих продуктів. Головними показниками роботи РК є величина флегмового числа та кількість тарілок [5]. Тож важливо визначити оптимальне флегмове число, яке б забезпечило задані показники процесу при мінімальних експлуатаційних і капітальних витратах.

Мета дослідження: визначення оптимального флегмового числа та оптимальної кількості тарілок при моделюванні ректифікаційної колони.

Матеріали і методи. В технологічній схемі очистки етанолу РК концентрує етиловий спирт, вилучає проміжні, кінцеві домішки та залишок головних. При цьому концентрація етанолу піднімається до значень, близьких до азеотропної точки [1]. Моделювання РК проводилося при концентрації верху колони в діапазоні 92—95% об. для біоетанолу та 96,4% об. для харчового етанолу [2; 5].

У ректифікаційній колоні задані склади дистиляту y та кубового залишку x можуть бути отримані при різних значеннях флегмового числа та відповідного числа теоретичних тарілок. При безкінечному флегмовому числі кількість тарілок мінімальна [1].

Загальний вигляд залежності числа теоретичних тарілок від флегмового числа для традиційної дистиляції зображено на рис. 1.

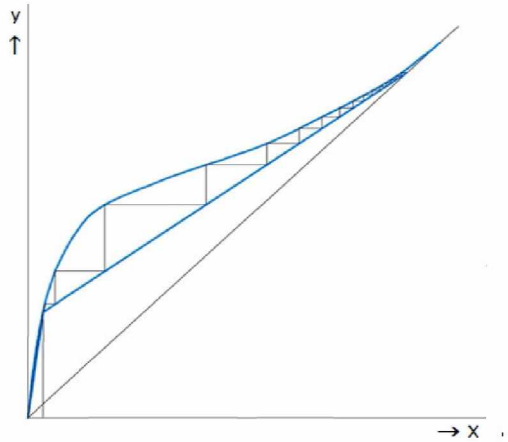

Рис. 1. Графічне визначення кількості теоретичних тарілок для стаціонарного процесу

Аналогічний графік може бути побудований для циклічної дистиляції [4] тільки з використанням запропонованої програми визначення теоретичних тарілок циклічної дистиляції. Загальний вигляд залежності числа теоретичних тарілок від флегмового числа для циклічної дистиляції зображено на рис. 2.

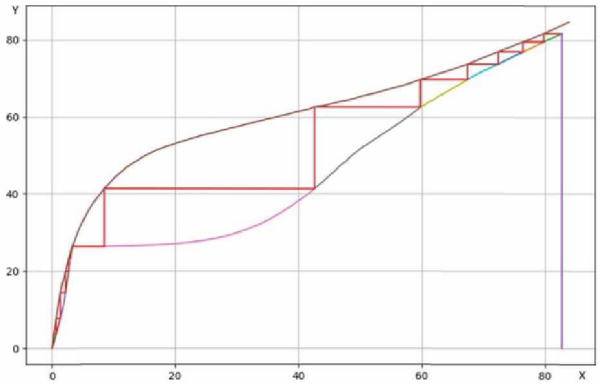

Рис. 2. Графічна інтерпретація визначення теоретичних тарілок для циклічного процесу

Флегмове число та необхідна кількість тарілок є взаємозалежними величинами, якщо величина розділення буде залишатися незмінною.

Завдкяки аналізу технологічного процесу [2—5] були зроблені припущення та обмеження:

1. Технологічні параметри не змінюються в широких рамках за малі проміжки часу.
2. Відсутність переливання рідини з тарілки на тарілку під час парового періоду.
3. Відсутність перемішування рідини на суміжних тарілках при перетоці рідини з тарілки на тарілку.
4. Ідеальне перемішування рідини на тарілці під час парового періоду.
5. Підтримання постійного тиску.
6. Пара досягає рівноважного значення з рідиною, яка залишається на тарілці.
7. Кількість компонентів, яка зайшла в колону та кількість компонентів, яка вийшла з колони, рівні між собою.
8. Відсутні втрати тепла в навколишнє середовище.

Параметри програми розрахунку ректифікаційної колони представлені на рис. 3.

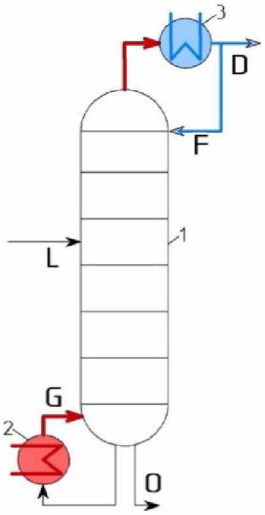

Рис. 3. Технологічні потоки РК: 1 — колона; 2 — кип'ятильник; 3 — конденсатор; L — живлення; G — пара; D — дистилят; F — флегма; O — лютер

Переважна більшість технологічних схем дистиляції при випуску біоетанолу базується на апаратах прямої дії. Бражка безпосередньо виступає живленням ректифікаційної колони. Тому було прийняте рішення дослідити поведінку РК для заводу продуктивністю 3000 дал/добу з вихідними даними для моделювання: концентрація бражки змінюється в діапазоні 7—12% об., бражний дистилят — 92—95% об., втрати етанолу з лютером — 0,015% об. Вхідні параметри моделювання наведені в табл. 1.

Таблиця 1. **Вхідні параметри моделювання РК**

№ досліду	X_0, % об. (куб)	X_F, % об. (живлення)	Потік живл., м³/год
1	менше 0,015	7	17,85
2		8	15,625
3		9	13,88
4		10	12,5
5		11	11,36
6		12	10,42

R_{min} визначали за формулою:

$$R_{min} = (X_D - B_{max})/B_{max}, \quad (1)$$

де X_D — концентрація спирту на виході, % моль; B_{max} — величина відрізку від початку координат до точки перетину робочої лінії концентраційної частини колони (при R_{min}) з віссю Y (координат); B_{max} визначають графічно.

Математичне моделювання ректифікаційної колони з отриманням спирту концентрації 96,4% об. також важливе, адже існує значна кількість ректифікаційних апаратів, які виробляють етанол харчової якості. При цьому епюрат коливався в діапазоні 10—50% об., втрати з лютером складали менше 0,015% об. Мінімальне флегмове число R_{min} визначали за формулою (1): R_{min} = 3,74. Незмінність мінімального флегмового числа для всіх варіантів розрахунків пов'язана з формою кривої рівноваги етанол-вода. Колона працює при атмосферному тиску продуктивністю 3000 дал/добу. Вхідні параметри моделювання наведені в табл. 2.

Таблиця 2. **Вхідні параметри моделювання РК**

№ досліду	X_0, % об. (куб)	X_F, % об. (живлення)	Потік живл., м³/год
1	менше 0,004	10	12,5
2		20	6,25
3		30	4,17
4		40	3,125
5		50	2,5

Результати і обговорення

Розрахунок № 1. Результати моделювання ректифікаційної колони для бінарної суміші «етиловий спирт — вода» концентрацією дистиляту на виході з колони 92% об. з концентрацією живлення 7—12% об. наведені у табл. 3—8. Результати моделювання представлені у вигляді таблиць і графіків, де в таблицях N визначає кількість теоретичних тарілок циклічної дистиляції, причому дріб показує співвідношення вичерпної в знаменнику та концентраційної в чисельнику тарілок.

Таблиця 3

Концентрація дистиляту — 92% об. Концентрація живлення — 7% об. R_{min} = 3,1										
N	$14\frac{3}{11}$	$13\frac{3}{10}$	$12\frac{3}{9}$	$11\frac{3}{8}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	3,15	3,2	3,3	3,4	3,6	4,0	4,6	5,7	8,1	10,2

Таблиця 4

Концентрація дистиляту — 92% об. Концентрація живлення — 8% об. $R_{min} = 2,7$										
N	$14\frac{3}{11}$	$13\frac{3}{10}$	$12\frac{3}{9}$	$11\frac{3}{8}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,75	2,77	2,8	2,9	3,1	3,4	4,0	5,0	6,7	9,0

Таблиця 5

Концентрація дистиляту — 92% об. Концентрація живлення — 9% об. $R_{min} = 2,4$										
N	$14\frac{4}{10}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{3}{9}$	$11\frac{3}{8}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,45	2,48	2,5	2,6	2,7	3,0	3,5	4,4	6,0	8,1

Таблиця 6

Концентрація дистиляту — 92% об. Концентрація живлення — 10% об. $R_{min} = 2,15$										
N	$14\frac{4}{10}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{3}{9}$	$11\frac{3}{8}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,18	2,2	2,25	2,3	2,45	2,7	3,1	4,0	5,4	7,3

Таблиця 7

Концентрація дистиляту — 92% об. Концентрація живлення — 11% об. $R_{min} = 1,96$									
N	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{3}{8}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	1,98	2,0	2,1	2,2	2,4	2,8	3,6	5,0	6,7

Таблиця 8

Концентрація дистиляту — 92% об. Концентрація живлення — 12% об. $R_{min} = 1,82$									
N	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	1,88	1,9	1,95	2,0	2,2	2,6	3,3	4,5	6,5

На рис. 4 наведена залежність числа теоретичних тарілок циклічної дистиляції (N) від флегмового числа (R) при ступені розділення 0,015—92% об. Графіки цих функцій свідчать, що при концентрації бражного дистиляту 92% об. РК має однакову кількість тарілок (близько 14) для всіх значень концентрації бражки. Показовими є питомі витрати пари, що мають суттєву залежність від концентрації бражки. Так, зменшення концентрації з 12 до 7% призводить до збільшення витрати пари в 1,5—1,7 раза.

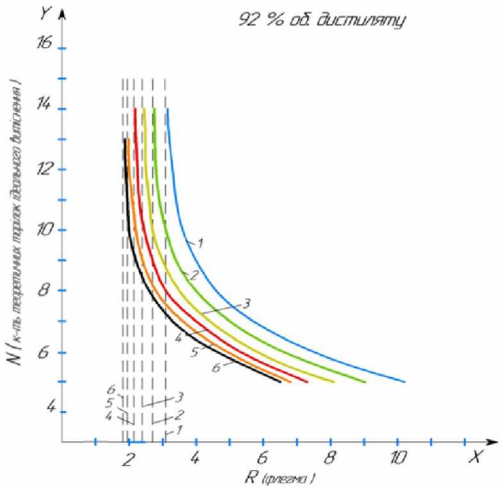

Рис. 4. Графік залежності кількості тарілок (*N*) від флегмового числа (*R*) для дистиляту концентрації 92% об.

Розрахунок № 2. Результати моделювання ректифікаційної колони для бінарної суміші «етиловий спирт — вода» концентрацією дистиляту на виході з колони 93% об. з концентрацією живлення 7—12% об. наведені у табл. 9—14.

Таблиця 9

Концентрація дистиляту — 93% об. Концентрація живлення — 7% об. $R_{min} = 3,26$										
N	$14\frac{4}{10}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{8}$	$10\frac{3}{7}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	3,35	3,4	3,6	3,8	4,1	4,4	4,9	5,9	8,0	12,0

Таблиця 10

Концентрація дистиляту — 93% об. Концентрація живлення — 8% об. $R_{min} = 2,83$										
N	$14\frac{4}{10}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,87	2,95	3,1	3,3	3,5	3,8	4,2	5,2	7,5	10,5

Таблиця 11

Концентрація дистиляту — 93% об. Концентрація живлення — 9% об. $R_{min} = 2,5$										
N	$14\frac{4}{10}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{3}{6}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,55	2,6	2,7	2,85	3,1	3,4	3,8	4,6	6,3	9,4

Таблиця 12

Концентрація дистиляту — 93% об. Концентрація живлення — 10% об. R_{min} = 2,25										
N	$14\frac{4}{10}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,28	2,3	2,4	2,6	2,8	3,1	3,5	4,2	5,8	8,6

Таблиця 13

Концентрація дистиляту — 93% об. Концентрація живлення — 11% об. R_{min} = 2,07										
N	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,1	2,15	2,2	2,3	2,5	2,8	3,2	3,8	5,3	8,0

Таблиця 14

Концентрація дистиляту — 93% об. Концентрація живлення — 12% об. R_{min} = 1,92										
N	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{3}{5}$	$7\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{3}$	$5\frac{3}{2}$
R	1,95	2,0	2,05	2,1	2,3	2,6	3,0	3,6	5,0	7,4

На рис. 5 наведена залежність числа теоретичних тарілок (*N*) від флегмового числа (*R*) при отриманні біоетанолу 93% об. з різною концентрацією живлення.

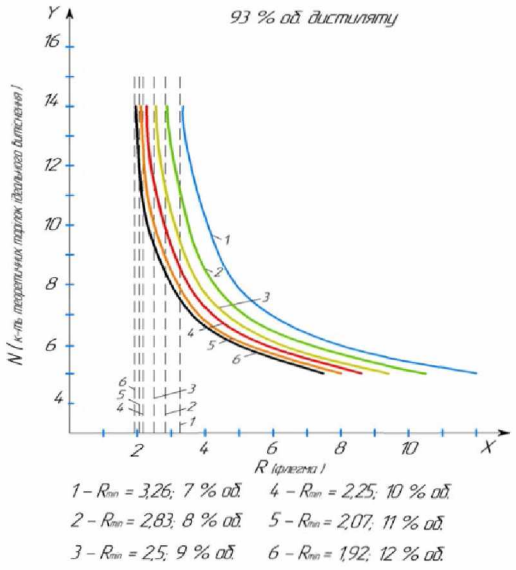

Рис. 5. Графік залежності кількості тарілок (*N*) від флегмового числа (*R*) для дистиляту концентрації 93% об.

Розрахунок № 3. Результати моделювання ректифікаційної колони для бінарної суміші «етиловий спирт — вода» концентрацією дистиляту на виході з колони 94% об. з концентрацією живлення 7—12% об. наведені у табл. 15—20.

Таблиця 15

Концентрація дистиляту — 94% об.
Концентрація живлення — 7% об.
$R_{min} = 3,4$

N	$15\frac{5}{10}$	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{4}{9}$	$12\frac{4}{8}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{4}{4}$	$7\frac{4}{3}$	$6\frac{4}{2}$	$5\frac{3}{2}$
R	3,45	3,5	3,6	3,7	4,0	4,4	5,0	6,2	8,5	12,0	20,0

Таблиця 16

Концентрація дистиляту — 94% об.
Концентрація живлення — 8% об.
$R_{min} = 2,97$

N	$15\frac{5}{10}$	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{5}{8}$	$12\frac{5}{7}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{4}{4}$	$7\frac{4}{3}$	$6\frac{4}{2}$	$5\frac{3}{2}$
R	3,05	3,1	3,2	3,3	3,5	3,8	4,4	5,4	7,3	10,5	16,4

Таблиця 17

Концентрація дистиляту — 94% об.
Концентрація живлення — 9% об.
$R_{min} = 2,63$

N	$15\frac{5}{10}$	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{5}{8}$	$12\frac{5}{7}$	$11\frac{4}{7}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{4}{4}$	$7\frac{4}{3}$	$6\frac{4}{2}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,65	2,7	2,8	2,95	3,15	3,4	3,9	4,8	6,6	9,4	14,6

Таблиця 18

Концентрація дистиляту — 94% об.
Концентрація живлення — 10% об.
$R_{min} = 2,38$

N	$15\frac{5}{10}$	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{5}{8}$	$12\frac{5}{7}$	$11\frac{5}{6}$	$10\frac{4}{6}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{4}{4}$	$7\frac{4}{3}$	$6\frac{4}{2}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,44	2,47	2,55	2,7	2,9	3,2	3,6	4,4	6,0	8,6	13,1

Таблиця 19

Концентрація дистиляту — 94% об.
Концентрація живлення — 11% об.
$R_{min} = 2,18$

N	$15\frac{6}{9}$	$14\frac{5}{9}$	$13\frac{5}{8}$	$12\frac{5}{7}$	$11\frac{5}{6}$	$10\frac{5}{5}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{4}{4}$	$7\frac{4}{3}$	$6\frac{4}{2}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,22	2,25	2,35	2,5	2,7	3,0	3,4	4,1	5.4	7,8	12,0

Таблиця 20

Концентрація дистиляту — 94% об.
Концентрація живлення — 12% об.
$R_{min} = 2,02$

N	$15\frac{6}{9}$	$14\frac{6}{8}$	$13\frac{5}{8}$	$12\frac{5}{7}$	$11\frac{5}{6}$	$10\frac{5}{5}$	$9\frac{4}{5}$	$8\frac{4}{4}$	$7\frac{4}{3}$	$6\frac{4}{2}$	$5\frac{3}{2}$
R	2,05	2,1	2,15	2,2	2,3	2,6	3,0	3,7	5,0	7,2	11,1

На рис. 6 наведена залежність числа теоретичних тарілок (N) від флегмового числа (R) при отриманні біоетанолу 94% об. з різною концентрацією живлення.

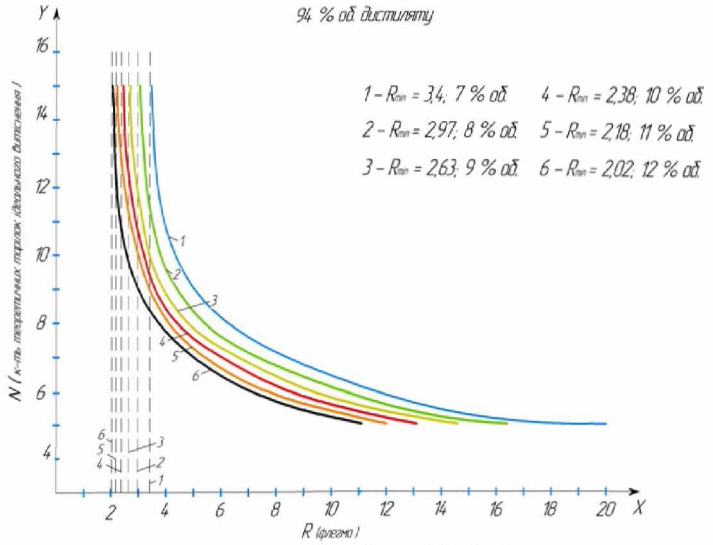

Рис. 6. Графік залежності кількості тарілок (N) від флегмового числа (R) для дистиляту концентрації 94% об.

Розрахунок № 4. Результати моделювання ректифікаційної колони для бінарної суміші «етиловий спирт — вода» концентрацією дистиляту на виході з колони 95% об. з концентрацією живлення 7—12% об. наведені у табл. 21—26.

Таблиця 21

Концентрація дистиляту — 95% об. Концентрація живлення — 7% об. $R_{min} = 3,57$												
N	$17\frac{6}{11}$	$16\frac{6}{10}$	$15\frac{6}{9}$	$14\frac{6}{8}$	$13\frac{6}{7}$	$12\frac{6}{6}$	$11\frac{5}{6}$	$10\frac{5}{5}$	$9\frac{5}{4}$	$8\frac{5}{3}$	$7\frac{5}{2}$	$6\frac{4}{2}$
R	3,6	3,65	3,7	3,85	4,1	4,4	4,8	5,5	6,5	8,5	11,8	17

Таблиця 22

Концентрація дистиляту — 95% об. Концентрація живлення — 8% об. $R_{min} = 3,12$												
N	$17\frac{7}{10}$	$16\frac{7}{9}$	$15\frac{6}{9}$	$14\frac{6}{8}$	$13\frac{6}{7}$	$12\frac{6}{6}$	$11\frac{6}{5}$	$10\frac{5}{5}$	$9\frac{5}{4}$	$8\frac{5}{3}$	$7\frac{5}{2}$	$6\frac{4}{2}$
R	3,17	3,2	3,3	3,4	3,6	3,85	4,3	4,75	5,7	7,8	10,9	15,5

Таблиця 23

Концентрація дистиляту — 95% об. Концентрація живлення — 9% об. $R_{min} = 2,77$												
N	$17\frac{7}{10}$	$16\frac{7}{9}$	$15\frac{7}{8}$	$14\frac{6}{8}$	$13\frac{6}{7}$	$12\frac{6}{6}$	$11\frac{6}{5}$	$10\frac{5}{5}$	$9\frac{5}{4}$	$8\frac{5}{3}$	$7\frac{5}{2}$	$6\frac{4}{2}$
R	2,85	2,9	3,0	3,1	3,3	3,5	3,9	4,4	5,2	7,0	10,0	14,1

Таблиця 24

Концентрація дистиляту — 95% об. Концентрація живлення — 10% об. $R_{min} = 2,5$													
N	$18\frac{8}{10}$	$17\frac{8}{9}$	$16\frac{7}{9}$	$15\frac{7}{8}$	$14\frac{7}{7}$	$13\frac{6}{7}$	$12\frac{6}{6}$	$11\frac{6}{5}$	$10\frac{5}{5}$	$9\frac{5}{4}$	$8\frac{5}{3}$	$7\frac{5}{2}$	$6\frac{4}{2}$
R	2,53	2,55	2,6	2,7	2,8	2,95	3,2	3,6	4,4	4,9	6,5	9,4	13,2

Таблиця 25

Концентрація дистиляту — 95% об. Концентрація живлення — 11% об. $R_{min} = 2,3$													
N	$18\frac{8}{10}$	$17\frac{8}{9}$	$16\frac{8}{8}$	$15\frac{7}{8}$	$14\frac{7}{7}$	$13\frac{7}{6}$	$12\frac{6}{6}$	$11\frac{6}{5}$	$10\frac{6}{4}$	$9\frac{5}{4}$	$8\frac{5}{3}$	$7\frac{5}{2}$	$6\frac{4}{2}$
R	2,35	2,38	2,4	2,5	2,6	2,8	3,0	3,3	3,7	4,5	6,0	8,8	12,5

Таблиця 26

Концентрація дистиляту — 95% об. Концентрація живлення — 12% об. $R_{min} = 2,14$													
N	$19\frac{9}{10}$	$18\frac{9}{9}$	$17\frac{9}{8}$	$16\frac{8}{8}$	$15\frac{8}{7}$	$14\frac{7}{7}$	$13\frac{7}{6}$	$12\frac{7}{5}$	$11\frac{6}{5}$	$10\frac{6}{4}$	$9\frac{5}{4}$	$8\frac{5}{3}$	$7\frac{5}{2}$	$6\frac{4}{2}$
R	2,15	2,16	2,17	2,2	2,3	2,4	2,6	2,8	3,1	3,5	4,3	5,7	8,4	11,9

На рис. 7 наведена залежність числа теоретичних тарілок (N) від флегмового числа (R) при отриманні дистиляту 95% об. з різною концентрацією живлення.

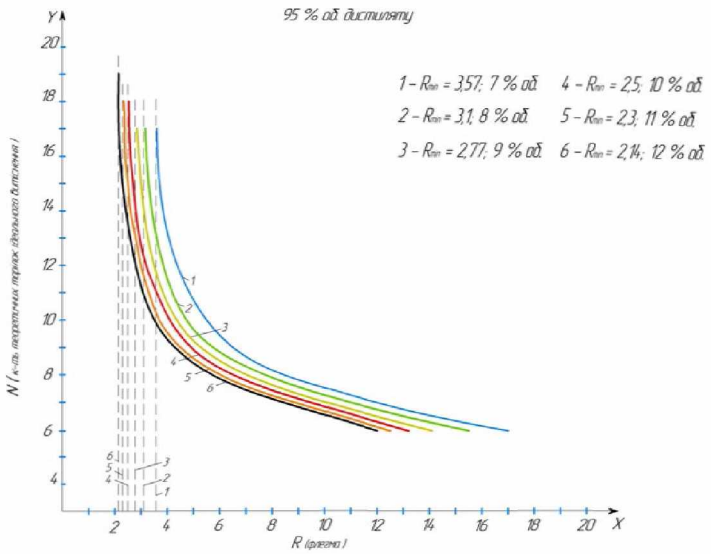

Рис. 7. Залежність кількості тарілок (N) від флегмового числа (R) для дистиляту концентрації 95% об.

Розрахунок № 5. Результати моделювання ректифікаційної колони для бінарної суміші «етиловий спирт — вода» концентрацією дистиляту на виході з колони 96,4% об. з концентрацією живлення 10—50% об. наведені у табл. 27—31.

Таблиця 27

Концентрація на виході — 96,4% об. Концентрація живлення — 10% об. R_{min} = 3,74															
N	$24\frac{18}{6}$	$23\frac{18}{5}$	$22\frac{17}{5}$	$21\frac{16}{5}$	$20\frac{15}{5}$	$19\frac{14}{5}$	$18\frac{13}{5}$	$17\frac{13}{4}$	$16\frac{12}{4}$	$15\frac{11}{4}$	$14\frac{11}{3}$	$13\frac{10}{4}$	$12\frac{9}{3}$	$11\frac{9}{2}$	$10\frac{8}{2}$
R	3,78	3,82	3,87	4,0	4,2	4,5	4,7	5,1	5,6	6,3	7,1	8,2	10,0	13,4	18,0

Таблиця 28

Концентрація на виході — 96,4% об. Концентрація живлення — 20% об. R_{min} = 3,74												
N	$21\frac{18}{3}$	$20\frac{17}{3}$	$19\frac{16}{3}$	$18\frac{15}{3}$	$17\frac{14}{3}$	$16\frac{13}{3}$	$15\frac{12}{3}$	$14\frac{11}{3}$	$13\frac{10}{3}$	$12\frac{10}{2}$	$11\frac{9}{2}$	$10\frac{8}{2}$
R	3,78	3,85	4,0	4,2	4,45	4,8	5,25	5,9	6,8	7,9	10,0	15,0

Таблиця 29

Концентрація на виході — 96,4% об. Концентрація живлення — 30% об. R_{min}= 3,74												
N	$21\frac{18}{3}$	$20\frac{17}{3}$	$19\frac{16}{3}$	$18\frac{15}{3}$	$17\frac{14}{3}$	$16\frac{13}{3}$	$15\frac{12}{3}$	$14\frac{11}{3}$	$13\frac{11}{2}$	$12\frac{10}{2}$	$11\frac{9}{2}$	$10\frac{8}{2}$
R	3,78	3,8	3,95	4,15	4,3	4,7	5,1	5,7	6,2	7,0	8,7	14,0

Таблиця 30

Концентрація на виході — 96,4% об. Концентрація живлення — 40% об. R_{min} = 3,74												
N	$21\frac{18}{3}$	$20\frac{17}{3}$	$19\frac{16}{3}$	$18\frac{15}{3}$	$17\frac{15}{2}$	$16\frac{14}{2}$	$15\frac{13}{2}$	$14\frac{12}{2}$	$13\frac{11}{2}$	$12\frac{10}{2}$	$11\frac{9}{2}$	$10\frac{8}{2}$
R	3,78	3,9	4,05	4,2	4,3	4,6	5,0	5,5	6,6	8,3	9,0	12,5

Таблиця 31

Концентрація на виході — 96,4% об. Концентрація живлення — 50% об. R_{min} = 3,74											
N	$20\frac{18}{2}$	$19\frac{17}{2}$	$18\frac{16}{2}$	$17\frac{15}{2}$	$16\frac{14}{2}$	$15\frac{13}{2}$	$14\frac{12}{2}$	$13\frac{11}{2}$	$12\frac{10}{2}$	$11\frac{9}{2}$	$10\frac{8}{2}$
R	3,78	3,8	3,9	4,1	4,3	4,6	5,0	5,5	6,4	8,0	11,7

На рис. 8 наведена залежність числа теоретичних тарілок (*N*) від флегмового числа (*R*) при отриманні дистиляту 96,4% об. з різною концентрацією живлення.

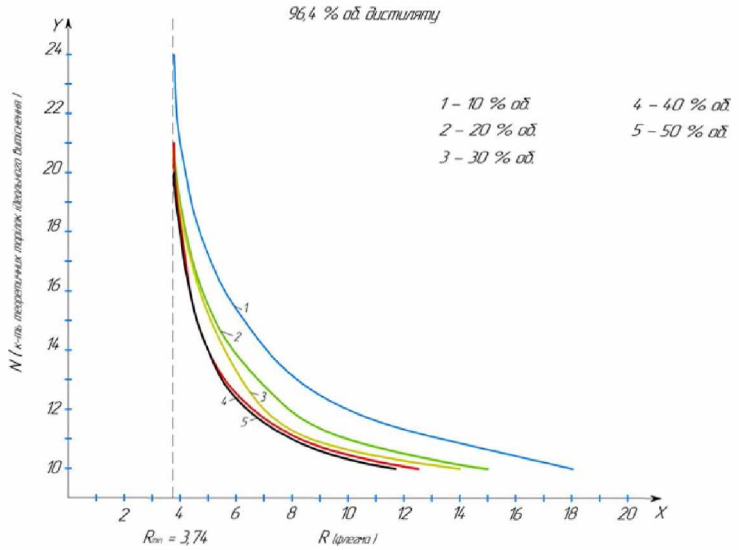

Рис. 8. Графік залежності кількості тарілок (*N*) від флегмового числа (*R*) для дистиляту концентрації 96,4% об.

Висновки

Проаналізувавши табл. 3—26 та рис. 4—7, можна зробити висновок, що тенденції впливу технологічних параметрів на роботу ректифікаційної колони не змінюються, якщо порівняти з традиційною дистиляцією. Так, мінімальна витрата пари досягається при максимальній концентрації бражки. Зі збільшенням флегмового числа відбувається перерозподіл співвідношення кількості тарілок у вичерпній і концентраційній частинах колони. Суттєвою відмінністю для стаціонарного та циклічного процесів є кількісні показники розрахунку, такі як кількість теоретичних тарілок і флегмові числа.

Моделювання ректифікаційної колони при отриманні харчового спирту 96,4% об. показало, що найбільший вплив зміни концентрації епюрату відбувається у відгінній частині колони. Зі зменшенням концентрації епюрату з 50 до 10% об. кількість тарілок у відгінній частині колони збільшується втричі. Це призводить до зміни розподілення домішок по висоті колони, що потребує нових досліджень. Концентраційна частина колони також змінюється, але ці зміни незначні.

Література

1. Цыганков П. С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. 336 с.

2. Малета В. Н. Интенсификация процесса массообменна при циклической работе аппаратов пищевых производств. Дис. канд. техн. наук. Киев, 1988. 172 с.

3. Kiss A. A. Cyclic distillation — towards energy efficient binary distillation / Anton A. Kiss, Servando J. Flores Landaeta and Edwin Zondervan // Proceedings of the 22nd European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 17—20 June 2012, London.

4. Maleta V., Kiss A., Taran V., Maleta B. Understanding process intensification in cyclic distillation systems. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification.* 2011. Volume 50, Issue 7. P. 655—664.

5. Maleta B., Shevchenko A., Bedryk O., Kiss A. Pilot-Scale Studies of Process Intensification by Cyclic Distillation. *Chemical Engineers AIChE Journal*, 61: 2581—2591, 2015.