



Универзитет Св. „Кирил и Методиј“



ЗБИРКА ЗАДАЧИ ПО ТЕХНОЛОШКИ ОПЕРАЦИИ 2

Кармина Митева

Славчо Алексовски

Скопје, 2024

Издавач:

Универзитет „Св. Кирил и Методиј“ во Скопје
Бул. „Гоце Делчев“ бр. 9, 1000 Скопје
www.ukim@ukim.edu.mk

Уредник за издавачка дејност на УКИМ:

Проф. д-р Биљана Ангелова, ректор

Уредник на публикацијата:

Вонр. Проф. д-р Кармина Митева, Технолошко-металуршки факултет – Скопје
Проф. д-р Славчо Алексовски, Технолошко-металуршки факултет – Скопје

Рецензенти:

1. Проф. д-р Александар Анастасовски, Факултет за инженерство, Меѓународен Балкански Универзитет, Скопје
2. Проф. д-р Винета Сребренкоска, Технолошко-технички факултет, Универзитет „Гоце Делчев“, Штип

Техничка обработка:

Д-р Кармина Митева
Д-р Славчо Алексовски

Лектура на македонски јазик:

М-р Цутка Јованоска, асистент на ДУТ, Тетово

Илустратор:

Д-р Кармина Митева
Д-р Славчо Алексовски

CIP - Каталогизација во публикација
Национална и универзитетска библиотека "Св. Климент Охридски", Скопје

66.021(075.8)(076)

МИТЕВА, Кармина

Збирка задачи по Технолошки операции 2 [Електронски извор] / Кармина Митева, Славчо Алексовски ; [илустратор Кармина Митева, Славчо Алексовски]. - Скопје : Универзитет "Св. Кирил и Методиј", 2024

Начин на пристапување (URL):

https://www.ukim.edu.mk/e-izdaniya/TMF/Zbirka_zadachi_po_tehnoleshki_operacii_2.pdf.

- Текст во PDF формат, содржи 319 стр., илустр. - Наслов преземен од екранот. -
Опис на изворот на ден 24.01.2024. - Библиографија: стр. 319

ISBN 978-9989-43-502-7

1. Алексовски, Славчо [автор] [илустратор] а) Технолошки процеси --
Високошколски учебници -- Вежби

COBISS.MK-ID 6282547

ПРЕДГОВОР

Учебното помагало „Збирка задачи по технолошки операции 2“ е резултат на долгогодишната работа на авторите и нивното искуство во изведувањето настава по предмети од хемиско процесно инженерство, како и заради изразената потреба за подобрување на постоечките литературни извори од оваа област на македонски јазик.

Збирката задачи првенствено е наменета за студентите од Универзитетот Св. „Кирил и Методиј“ во Скопје кои во својата програма имаат предмети како: Технолошки операции, Дизајнирање на хемиска процесна опрема, Процеси на сепарација и Преработка на суровини. Збирката е корисна и може да им служи на сите кои покажуваат професионални и лични интереси од оваа област.

Крајната цел за издавање ваков тип збирка задачи е да се овозможи студентите полесно да ги совладаат, повеќе или помалку, сложените проблеми од областите:

1. Пренос на топлина (Топлински биланси, Начини на пренос на топлина, Стационарен и нестационарен пренос на топлина, Топлински изменувачи, Уварување и Филм кондензација) и
2. Пренос на маса (Дифузија, Дестилација, Ректификација, Апсорпција, Атсорпција, Екстракција, Сушење и Кристализација).

На крајот, авторите им се заблагодаруваат на сите оние кои придонесоа за оваа збирка задачи денес да изгледа вака.

Од автори

Содржина

1. ТОПЛИНСКИ ОПЕРАЦИИ.....	2
1.1. Топлински биланси.....	2
1.2. Начини на пренос на топлина.....	9
1.2.1. Пренос на топлина со кондукција	9
1.2.1.2. Кондукција (спроводливост) преку сид на цевка	11
1.2.1.3. Кондукција (спроводливост) преку сид на сфера	13
1.3. Пренос на топлина со конвекција	22
1.3.1. Топлински флукс (q) од рамна површина до флуид и обратно	22
1.3.2. Топлински флукс (q) од цилиндрична површина до флуид	23
1.4. Сложен пренос на топлина	24
1.4.1. Сложен пренос на топлина преку еднослоен паралелен сид	24
1.4.2. Пренос на топлина преку повеќеслоен паралелен сид ...	25
1.4.3. Пренос на топлина преку еднослојна цевка	26
1.4.4. Пренос на топлина преку повеќеслојна цевка	26
1.5. Пренос на топлина со променлива температура на флуид	34
1.6. Пренос на топлина со зрачање - радијација (само за цврсто тело)	42
1.7. Најважни критериуми на сличност за конвективен пренос на топлина	52
1.7.1. Одредување коефициент на пренос на топлина	52
1.7.2. Принудна конвекција (1 и 2).....	53
1.7.3. Природна конвекција.....	53
1.8. Разменувачи на топлина.....	78
1.9. Нестационарен режим на пренос на топлина	96

1.9.1. Нестационарен режим на пренос на топлина од флуид низ сид	96
1.9.2. Нестационарни шаржни разменувачи на топлина	97
1.10. Филм кондензација.....	102
1.11. Уварувачи (Испарувачи).....	105
2. ДИФУЗИЈА.....	122
2.1. Еквимоларна противнасочна молекуларна дифузија	122
2.2. Еднонасочна молекуларна дифузија на компонента (А) преку стационарен слој	123
2.3. Коефициент на дифузивност; дифузивност низ гасови ...	124
2.3.1. Дифузија низ разредени раствори	125
2.3.2. Еквимоларна дифузија.....	129
2.4. Конвективна дифузија	135
2.4.1. Еквимоларна противнасочна дифузија.....	135
2.4.2. Еднонасочна дифузија	136
2.4.3. Примена на конвективна дифузија кај апсорпција	137
3. ДЕСТИЛАЦИЈА	148
3.1. Флеш (едностепена, континуирана) дестилација.....	149
3.2. Диференцијална дестилација	162
3.3. Континуирана дестилација со рефлукс, ректификација ...	174
Ефикасност на колона:.....	201
3.4. Дестилација во колона со зона на осиромашување.....	201
4. АПСОРПЦИЈА	204
4.1. Изрази за апсорпција и десорпција.....	206
4.1.1. Графичка постапка за одредување на теоретски број на преносни единици (подови)	207
4.1.2. Постапка за аналитичко одредување на теоретски број преносни единици (подови)	208
4.1.3. Работна линија за континуиран пренос на маса низ колона со полнежи	209

5. АДСОРПЦИЈА.....	238
6. ЕКСТРАКЦИЈА	246
6.1. Екстракција во една рамнотежна фаза	259
6.2. Повеќестепена екстракција со вкрстен тек.....	267
6.2. Противнасочна екстракција	277
7. СУШЕЊЕ.....	291
7.1. Брзина на сушење.....	302
7.1.1. Биланс на сушење	302
8. КРИСТАЛИЗАЦИЈА.....	311
9. Референци.....	319

I. ПРЕНОС НА ТОПЛИНА

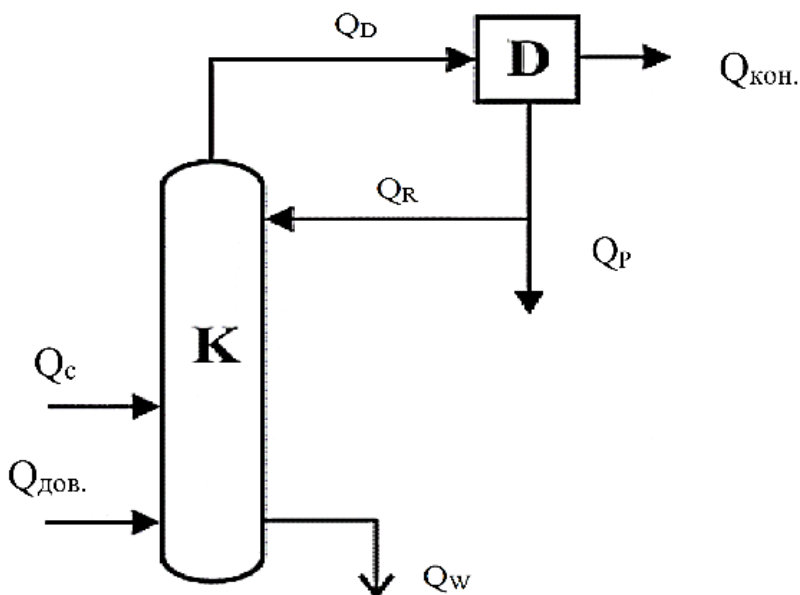
1. ТОПЛИНСКИ ОПЕРАЦИИ

1.1. Топлински биланси

Вкупната количина топлина што влегува во системот, теоретски е еднаква на збирот од топлината што го напушта системот и изгубената топлина во околината.

$$Q_{\text{влез}} = Q_{\text{излез}} + Q_{\text{загуби}} \quad (1-1)$$

1. За процесот на испарување, прикажан на *сликата 1.1.*, да се постават равенки на топлински биланс.



Слика 1-1. Дестилациона колона

Q_C -топлина на испарување на смеса;

$Q_{дов.}$ – топлина за загревање на остаток на дно од колона;

$Q_{кон.}$ - топлина на кондензација;

Q_R -топлина на рефлукс;

Q_p - топлина на производ;

Q_w - топлина на остаток;

Q_D - топлина на дестилат.

Вкупен топлински биланс, според *сликата 1-1*:

$$Q_C + Q_{дов.} = Q_K + Q_w + Q_p + Q_{загуба} \quad (1)$$

$Q_{загуба} = 0$ – услов на задачата (нема никаков податок за загуби)

Топлински биланс за колона – **(K)** :

$$Q_C + Q_{дов.} + Q_R = Q_D + Q_w \quad (1-1)$$

Топлински биланс за кондензатор - **(D)**:

$$Q_D = Q_K + Q_p + Q_R \quad (1-2)$$

Количината на топлина (Q) која се предава на системот, односно ослободува од системот, е, всушност, **осетна топлина**:

$$Q = m C_p T \quad (1-3)$$

Топлината на кондензација е дадена со изразот:

$$Q_{кон.} = m h_{lg} \quad (1-4)$$

Кога има загревање со користење топлина добиена од кондензација на пара, изразот (1-4) се трансформира во:

$$Q_{кон.} = h_l - C_k T_k \quad (1-5)$$

h_l – [J/kg] – енталпија на кондензат;

C_k [J/kg K] – специфична топлина на воден кондензат;

$$C_k = 4180 \left[\frac{J}{kg K} \right];$$

T_k [K] – температура на кондензат.

Количина на топлината на грејната пара што се носи до колона:

$$Q_{\text{пара}} = D h_{lg} \quad (1-6)$$

h_{lg} – [J/kg] – латентна топлина, топлина на кондензација.

2. Колкава количина топлина треба да биде донесена:

а) да се загрее 100 kg железо од -2 до 24[°C]; $C_{p_{Fe}} = 502 \left[\frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right]$;

б) да се загрева воздух од 10 °C до 20°C, во просторија со димензии 3x5x2.5 m;

$$\rho_{\text{воздух}} = 1.295 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad C_{p_{10-20^\circ C}} = 1000 \left[\frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right]$$

в) да се преведат 1000 kg вода на температура од 15°C во пара на притисок од 1 at;

$$h_{lg} (H_2O) = 2264 [kJ/kg]$$

$$Q = ?, \quad m = 100[kg];$$

$$а) T_1 = -2 [^\circ C]; \quad T_2 = 24 [^\circ C]; \quad C_p(Fe) = 502 \left[\frac{J}{kg \cdot K} \right];$$

$$б) V = 3 \times 5 \times 2.5 [m^3]; \quad T_1 = 10 [^\circ C]; \quad T_2 = 20 [^\circ C];$$

$$\rho_{\text{воздух}} = 1.295 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad C_{p_{10-20^\circ C}} = 1000 \left[\frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right];$$

$$в) m = 1000[kg]; \quad T = 15 [^\circ C]; \rightarrow \text{пара}; \quad P = 1[atm];$$

$$(1): Q = m C_p \Delta T = 100 * 502 * (24 - (-2)) = 1305200 [J]$$

$$б) (1): Q = m C_p \Delta T = m 1000 * [20 - 10] = 10000 m \quad (1 - 1)$$

$$m = ?$$

$$m = (V * \rho)_{\text{воздух}, T_{sr}} = ? \quad (2)$$

$$V = 3 * 5 * 2.5 = 37.5 [m^3]$$

$$\rho_{\text{воздух}, T=10 [^\circ C]} = \rho^o \frac{T^o}{T} = 1.295 \frac{273}{273 + 10} = 1.25 \left[\frac{kg}{m^3} \right];$$

$$\rho_{\text{воздух}, T=20[^\circ\text{C}]} = \rho^o \frac{T^o}{T} = 1.295 \frac{273}{273 + 20} = 1.21 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$\rho_{\text{воздух},sr} = \frac{\rho_{\text{воздух},T=10[^\circ\text{C}]} + \rho_{\text{воздух},T=20[^\circ\text{C}]}}{2} = \frac{1.25 + 1.21}{2}$$

$$\rho_{\text{воздух},sr} = 1.23 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$(2): m = (V * \rho)_{\text{воздух},T_{sr}} = 37.5 * 1.23 = 46.125[\text{kg}]$$

$$(1 - 1): Q = 10000 * 46.125 = 461250 [\text{J}]$$

в) Отчитно од *табелата 8.5.2-2*. за вода на $P = 1[\text{atm}]$:

$$h_{lg} = 2264 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]; \quad T_{sat} = 99.1[^\circ\text{C}]$$

$$Q_{\text{вкупно}} = Q_{\text{вода}} + Q_{\text{испарување}} = m C_p \Delta T + m h_{lg} \quad (3)$$

$$(3): Q_{\text{вкупно}} = 1000 * 4.190(99.1 - 15) + 1000 * 2264$$

$$Q_{\text{вкупно}} == 352379 + 2264000$$

$$Q_{\text{вкупно}} = 2616379 [\text{kJ}]$$

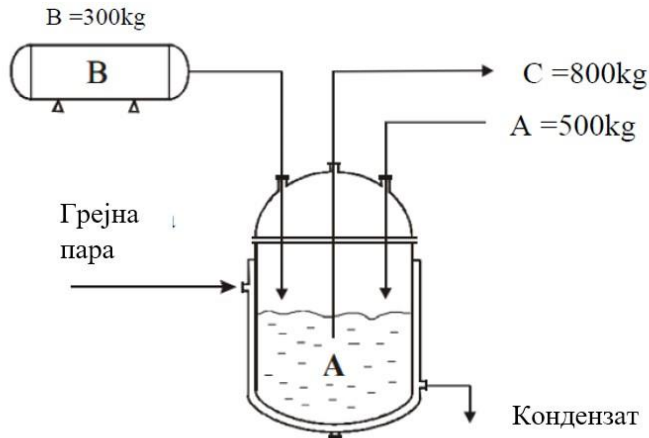
3. Во реактор, *сликата 1-2*, има 500 kg течен реактант (A) и постепено се додаваат 300 kg реактант (B) во парна фаза. Во реакцијата се добиваат 800 kg продукт (C) кој се загрева и испарува. Потребна топлина за загревање на реактантите (A) и (B) за одвивање на хемиска реакција е 335 kJ/kg и 176 kJ/kg, соодветно. Топлината на хемиската реакција е 502 kJ/kg, а топлината на испарување на производот (C) е 326 kJ/kg. Да се определи масата на грејната пара потребна за одвивање на процесот.

$$m_A = 500 [\text{kg}]; \quad m_B = 300 [\text{kg}]; \quad m_C = 800 [\text{kg}];$$

$$h_A = 335 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]; \quad h_B = 176 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right];$$

$$h_{\text{реакција}} = 502 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]; \quad h_C = 326 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right];$$

$$m_{\text{пара}} = D = ?$$



Слика 1-2. Реактор

$$Q_{\text{грејна пара}} = D h_{\text{пара}} \quad (1)$$

$$(1): D = \frac{Q_{\text{грејна пара}}}{h_{\text{пара}}} \quad (2) \rightarrow Q_{\text{грејна пара}} = ?$$

Вкупен топлински биланс за реакција, *слика 1-2*:

топлина од грејна пара = топлина на реактанти + топлина за одвивање хемиска реакција + топлина за испарување продукт (C).

$$Q_{\text{грејна пара}} = Q_A + Q_B + Q_{\text{реакција}} + Q_C \quad (3)$$

$$(3): Q_{\text{грејна пара}} = m_A h_A + m_B h_B + m_{\text{продукт}} h_{\text{реакција}} + m_C h_C \quad (3-1)$$

$$m_{\text{продукт}} = m_C$$

$$(3-1): Q_{\text{грејна пара}} = m_A h_A + m_B h_B + m_C h_{\text{реакција}} + m_C h_C \quad (3-1-1)$$

$$(3-1-1): Q_{\text{грејна пара}} = 500 * 335 + 300 * 176 + 800 * 502 + 800 * 326$$

$$Q_{\text{грејна пара}} = 882700 \text{ [kJ]}$$

$$(2): D = \frac{Q_{\text{грејна пара}}}{h_{\text{грејна пара}} (lg)} = \frac{882700}{2260} = 391 \text{ [kg]}$$

$$h_{\text{грејна пара}} (lg) = 2260 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] \text{ отчитано за } [100^\circ\text{C}], \text{ табела 8.5.2 - 1.}$$

4. Реактор со дуplo дно се користи за производство на целулоза. Реакторот се полни со 50 тони дрвен чипс со 35% влага и 350 m³ 6% киселина. Процесот на екстракција се одвива на температура од 80°C. Во реакторот влегуваат 2500 kg пара на притисок 7·10⁵ Pa која веднаш се кондензира. Колкава количина на пара е потребна за да се загрее смесата во реакторот на температура од 140°C? Чипсот има влезна температура 20°C и специфична топлина 1340 J/kgK. При кондензација на парата во реакторот се зголемува температурата на смесата на 55°C. Латентна топлина на парата на притисок од 7·10⁵Pa е 2 072 907 J/kg. Киселината е со мала концентрација и може да се земат истите карактеристики како и за водата.

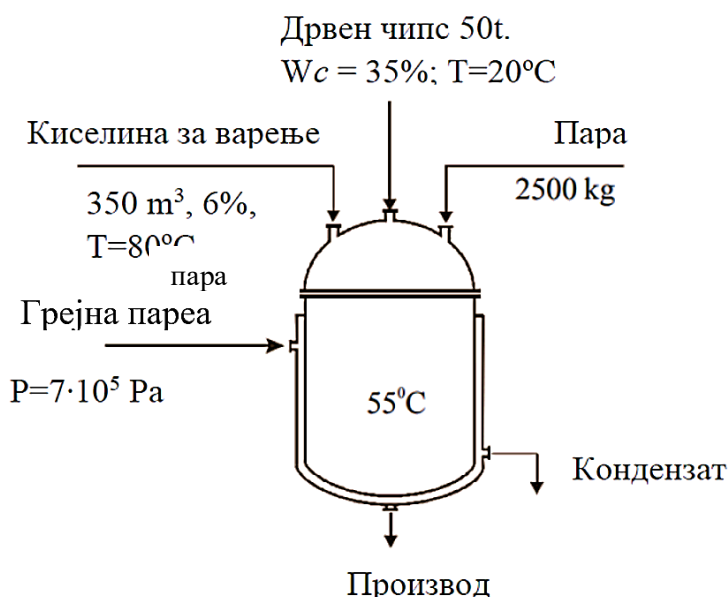
$$m_c = 50 [t] = 50\,000 [kg], \quad W_c = 35 [\%] = 0.35;$$

$$T_{0c} = 20 [^\circ\text{C}]; \quad T_{1c-\text{реак.}} = 55 [^\circ\text{C}]; \quad T_{2c-\text{реак.}} = 140 [^\circ\text{C}];$$

$$V_K = 350 [m^3]; \quad C_K = 6 [\%] = 0.06; \quad W_K = 100 - 6 = 94 [\%] = 0.94;$$

$$T_{K-0} = 80 [^\circ\text{C}]; \quad P_p = 7 \cdot 10^5 [Pa];$$

$$h_{lg-\text{реакција}} = 1340 \left[\frac{J}{kgK} \right]; \quad D = m_{\text{грејна пара}} = ?$$



Слика 1-3. Реактор за добивање целулоза

c – дрвен чипс; K – киселина; p – пара

Потребната маса на парата ќе се определи од вкупната количина топлина што ја пренесува грејната пара во реакторот:

$$Q_{\text{грејна пара}} = D h_{lg} \text{грејна пара} \quad (1)$$

$$D = \frac{Q_{\text{грејна пара}}}{h_{lg-\text{грејна пара}}} (1 - 1); \quad \rightarrow \quad Q_{\text{грејна пара}} = ?$$

Вкупен топлински биланс на реактор:

$$Q_{\text{грејна пара}} = Q_{\text{вкупно}} = Q_{C-SM}(\text{сува маса}) + Q_{\text{вкупно вода во реактор}} \quad (2)$$

$$Q_C = ?; \quad Q_{\text{вкупно вода во реактор}} = ?$$

Топлина за греење сува маса на чипс:

$$Q_{C-SM} = m_{C-SM} C_{pC} (T_{2C-\text{реак.}} - T_{1C-\text{реак.}}) \quad (3); \quad \rightarrow \quad m_{C-SM} = ?$$

Дрвен чипс:

$$m_C = 50 [t] = 50000 [kg]$$

$$m_{C-SM} = m_C - m_{C-\text{вода}} \quad (4); \quad \rightarrow \quad m_{C-\text{вода}} = ?$$

$$m_{C-\text{вода}} = m_C W_C = 50000 * 0.35 = 17\,500 [kg] \quad (5)$$

$$(5) \rightarrow (4): m_{C-SM} = m_C - m_{C-\text{вода}} = 50000 - 17\,500$$

$$m_{C-SM} = 32\,500 [kg]$$

Со замена на вредноста добиена од изразот (4) во изразот (3):

$$(4) \rightarrow (3): Q_{C-SM} = 32500 * 1340(140 - 55) = 3\,701\,750\,000 [J]$$

$$Q_{C-SM} = 3\,701\,750 [kJ]$$

Топлина за греење на вкупна вода во реактор:

$$Q_{\text{вкупно вода во реактор}} = m_{\text{вода-вкупно}} C_{p\text{вода}} (T_{2C-\text{реак}} - T_{1C-\text{реак}}) \quad (6);$$

$$m_{\text{вода-вкупно}} = ?$$

Маса на вкупна вода во реактор:

$$m_{\text{вкупно-вода}} = m_{C-\text{вода}} + m_{K-\text{вода}} + m_{\text{пара во реактор.}} \quad (7);$$

$$m_{K-\text{вода}} = ?;$$

Вода во киселина:

$$m_{K\text{-вода}} = \rho_{K\text{-вода}} V_K W_k = 1000 * 350 * 0.94 = 329\,000 [kg] \quad (8)$$

Со замена на добиените вредности од изразите (4) и (8) во изразот (7):

$$(7): m_{\text{вкупно-вода}} = m_{C\text{-вода}} + m_{K\text{-вода}} + m_{\text{пара во реактор}}$$

$$m_{\text{вкупно-вода}} = 17\,500 + 329\,000 + 2\,500$$

$$m_{\text{вкупно-вода}} = 349\,000 [kg].$$

Со замена на вредностите во изразот (6) се добива топлина за греење на вкупна вода во реактор:

$$(6): Q_{\text{вкупно-вода во реактор}} = 349\,000 * 4186(140 - 55)$$

$$Q_{\text{вкупно-вода во реактор}} = 124\,177\,690\,000 [J] = 124\,177\,690 [kJ]$$

Од изразот (2) се наоѓа вкупната разменета топлина на грејната пара во реакторот:

$$(2): Q_{\text{грејна пара}} = Q_{C-SM(\text{сува маса})} + Q_{\text{вкупно вода во реактор}}$$

$$(2): Q_{\text{грејна пара}} = 3\,701\,750 + 124\,177\,690$$

$$(2): Q_{\text{грејна пара}} = 127\,879\,440 [kJ] = 127\,879\,440\,000 [J]$$

Маса на потребна грејна пара:

$$(1 - 1): D = \frac{Q_{\text{грејна пара}}}{h_{lg\text{-грејна пара}}} = \frac{127\,879\,440\,000}{2\,072\,907} = 61\,700 [kg]$$

1.2. Начини на пренос на топлина

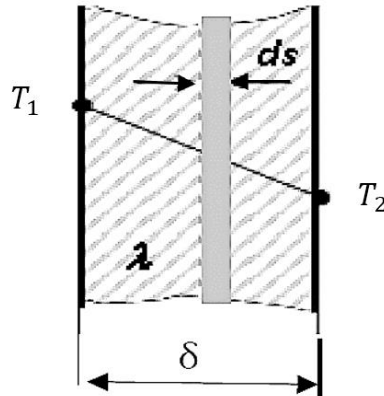
1.2.1. Пренос на топлина со кондукција

КОНДУКЦИЈАТА претставува пренос на топлина која обично се изведува низ цврсти тела а поретко кај течности.

Коефициент на топлинска спроводливост (λ) е карактеристика на материјалот и го покажува интензитетот на движење на топлината низ материјалот. Оваа величина е константна, а нејзините вредности за различни типови материјали може да се

најде во термодинамички табели (в. *Прилози*). За поголеми температурни интервали λ зависи од температурата на материјалот.

Топлината се движи со насока од површината со повисока температура (T_1) кон површината со пониска температура (T_2).



Слика 1-4. Пренос на топлина со кондукција

1.2.1.1. Кондукција (спроводливост) преку рамно-паралелен сид

A) Еднослоен сид

Проток на топлина низ рамен сид:

$$\dot{Q} = q A = \frac{\lambda}{\delta} (T_1 - T_2) [W] \quad (1-2)$$

Количина на топлина (Q) низ рамен сид:

$$Q = \dot{Q} \tau [J] \quad (1-3)$$

Топлински флуks (единечен) (q) низ рамен сид, $\lambda = const$

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (T_1 - T_2) \left[\frac{W}{m^2} \right] \quad (1-4)$$

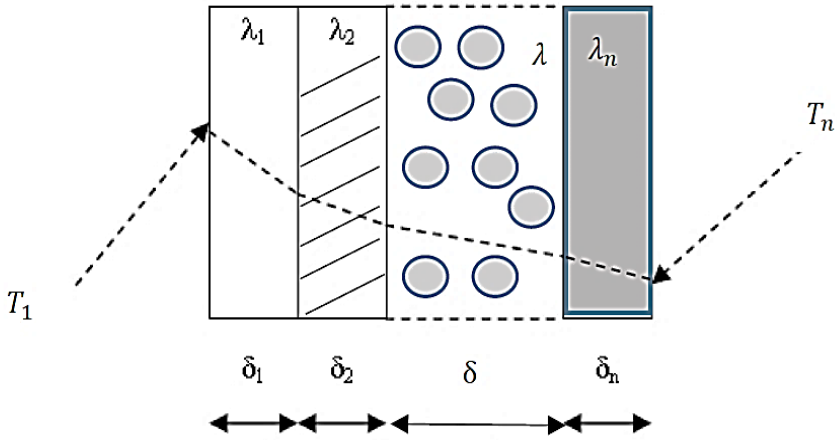
Топлински отпор

$$R = \frac{\delta}{\lambda} \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \quad (1-5 - a)$$

Топлинска спроводливост

$$\frac{1}{R} = \frac{\lambda}{\delta} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (2 - 4 - б)$$

Б. Повеќеслоен рамен сид



Слика 1-5. Повеќеслоен рамен сид

Топлински флуks (q) преку повеќеслоен рамен сид, $\lambda = const$:

$$q = \frac{T_1 - T_n}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \left[\frac{W}{m^2} \right] \quad (1-6)$$

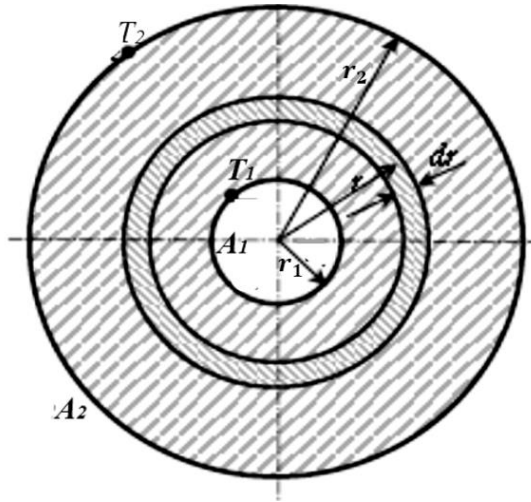
Топлински флуks (q) преку рамен сид кога $\lambda = f(T)$:

$$q = -\frac{1}{\delta} \int_{T_1}^{T_2} \lambda(T) dT \left[\frac{W}{m^2} \right] \quad (1-7)$$

1.2.1.2. Кондукција (спроводливост) преку сид на цевка

А. Проток на топлина низ еднослојна цевка - цилиндричен сид

$$\frac{Q}{\tau} = \frac{2 \pi L(T_1 - T_2)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1}} [W] \quad \text{или} \quad \frac{Q}{\tau} = \frac{2 \pi L(T_1 - T_2)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1}} [W] \quad (1-8)$$



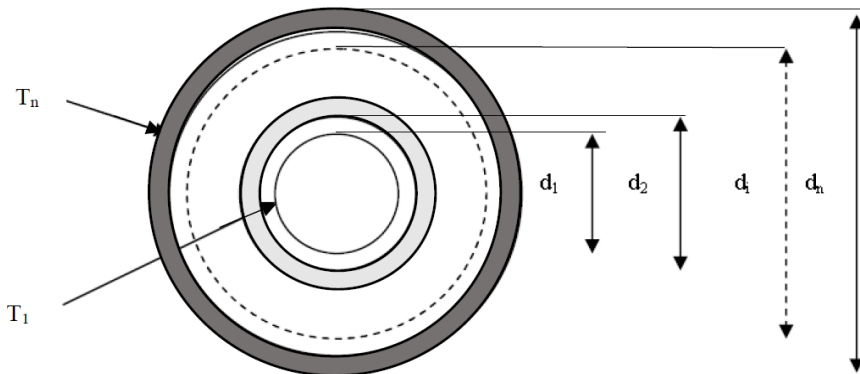
Слика 1-6. Еднослоен цилиндричен сид

Средна површина:

$$A_{sr} = d_{sr} \pi L = \frac{\pi L (d_2 - d_1)}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (1-9)$$

За стационарни услови и единечна должина, $L = 1[m]$, $\tau = 1[m]$.

Б. Повеќеслојна цевка - цилиндричен сид



Слика 1-7. Повеќеслоен цилиндричен сид

Проток на топлина преку повеќеслоен цилиндричен сид ($\lambda = const$):

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_n)}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} [W] \quad (1-10)$$

Проток на топлина преку повеќеслоен цилиндричен сид ($\lambda = f(T)$):

$$Q = - \frac{2\pi L}{\ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} \int_{T_1}^{T_n} \lambda(T) dT \quad \left[\frac{W}{m} \right] \quad (1-11)$$

$\delta [m]$ – дебелина на сид;

$\lambda \left[\frac{W}{mK} \right]$ – коефициент на топлинска спроводливост;

$A [m^2]$ – рамна површина на сид нормална на правецот на движење топлина;

$\tau [h]$ – времетраење на процес на движење топлина;

$d_{i+1} [m]$ – надворешен дијаметар на цилиндар;

$d_i [m]$ – внатрешен дијаметар на цилиндар;

$L [m]$ – должина на цилиндар.

1.2.1.3. Кондукција (спроводливост) преку сид на сфера

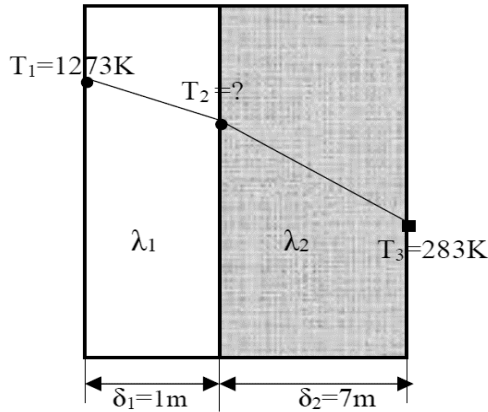
Проток на топлина преку сид на сфера:

$$\frac{Q}{\tau} = \frac{2\pi(T_1 - T_{n+1})}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{1}{\lambda_i} \left(\frac{1}{d_i} - \frac{1}{d_{i+1}} \right)} \left[\frac{W}{m} \right] \quad (1-12)$$

1. Огноотпорно дно на печка има површина 10 m^2 со дебелина 1 m и коефициент на топлинска спроводливост 1.3956 W/mK . Дното се наоѓа на глинен под со коефициент на топлинска спроводливост 0.5815 W/m K . Мерењата покажаа дека на длабочина од 7 m подот

има постојана температура 10°C. Температурата на печката е 1000°C. Да се пресмета:

- Количината топлина што поминува низ подот на час.
- Која е температурата меѓу слоевите од глина и шамот?



Слика 1-8. Печка

$$\delta_1 = 1 [m]; \quad \delta_2 = 7 m; \quad \lambda_1 = 1.3956 \left[\frac{W}{mK} \right]; \quad \lambda_2 = 0.5815 \left[\frac{W}{mK} \right];$$

$$A = 10 [m^2]; \quad T_1 = 1000 [^\circ C] = 1273 [K]; \quad T_3 = 100 [^\circ C] = 283 [K];$$

$$\frac{Q}{\tau} = ?; \quad \tau_2 = ?$$

$L [m]$ – должина на цевка,

$r_2 [m]$ – надворешен радиус на цевка,

$r_1 [m]$ – внатрешен радиус на цевка,

$d_1 [m]$ – внатрешен дијаметар на цевка,

$d_2 [m]$ – надворешен дијаметар на цевка,

n – број на слоеви.

- Топлински флуks (q) преку повеќеслоен рамен ѕид, $\lambda = const$:

$$q = \frac{Q}{\tau A} = \frac{T_1 - T_2}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \left[\frac{W}{m^2} \right] \quad (1)$$

$$(1): \frac{Q}{\tau} = qA \quad (1 - 1)$$

$$\text{за } \tau = 1 \rightarrow (1 - 1): Q = qA \quad (1 - 2)$$

$$(1 - 2) \rightarrow (1): Q = A \frac{\Delta T}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = A \frac{T_1 - T_3}{R_1 + R_2} = A \frac{T_1 - T_2}{R_1}$$

$$Q = A \frac{T_2 - T_3}{R_2} [W] \quad (2)$$

R_1 –сид ; R_2 –под

$$R_1 = \frac{\delta_1}{\lambda_1} = \frac{1}{1.3965} = 0.717 \left[\frac{m^2 K}{W} \right];$$

$$R_2 = \frac{\delta_2}{\lambda_2} = \frac{7}{0.5815} = 12.038 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \quad (3)$$

$$(3) \rightarrow (4): R_{\text{вкупно}} = R_1 + R_2 = 0.717 + 12.038 = 12.755 \left[\frac{m^2 K}{W} \right]$$

$$(2): \frac{Q}{\tau} = A \frac{T_1 - T_3}{R_1 + R_2} = 10 \frac{1273 - 283}{12.755} = 776.2 [W] * 3600$$

$$\frac{Q}{\tau} = 2\,794\,417.4 \left[\frac{J}{h} \right] = 2.8 \left[\frac{MJ}{h} \right]$$

б) Случај на термички отпори во серија: односот на поединечен пад на температурата со вкупен пад на температура е еднаков со односот на поединечен отпор со вкупен отпор.

$$\frac{\Delta T_1}{\Delta T} = \frac{R_1}{R_{\text{вкупно}}} \quad (3)$$

$$(3): \Delta T_1 = \frac{R_1}{R_{\text{вкупно}}} \Delta T \quad (3 - 1)$$

$$(2): \frac{Q}{\tau} = A \frac{T_1 - T_3}{R_1 + R_2} = A \frac{T_1 - T_2}{R_1} = A \frac{T_2 - T_3}{R_2} \quad \text{или}$$

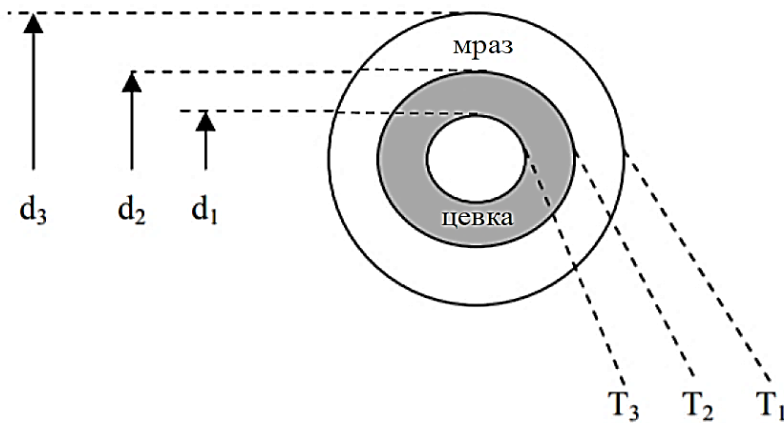
$$\frac{Q}{\tau} = A \frac{\Delta T_1}{R_1} = A \frac{\Delta T_2}{R_2} [W]$$

$$(2): \frac{T_1 - T_2}{R_1} = \frac{T_2 - T_3}{R_2} \quad (2 - 1)$$

$$(2 - 1): T_2 = T_1 - \frac{R_1}{R_1 + R_2} (T_1 - T_3)$$

$$T_2 = 1273 - \frac{0.717}{12.755} (1273 - 283) = 1\,212.35 \text{ [K]} = 944.3 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

2. Определи ја максималната дебелина на мраз ($\lambda_{1(\text{мраз})} = 2.56 \text{ W/mK}$) што се формира на надворешна површина на алуминиумска цевка ($\lambda_{2(\text{Al})} = 229.1 \text{ W/mK}$) со дијаметар 95/83 mm и должина 1 m (слика 1-9). Цевката се полева со вода и температурата на нејзината внатрешна површина е 263 K, а протокот на топлина од водата до цевката е 1550 W.



Слика 1-9. Цевка со мраз

$$\lambda_{1(\text{мраз})} = 2.56 \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}} \right]; \quad \lambda_{2(\text{Al})} = 229.1 \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}} \right]; \quad L = 1[\text{m}]; \quad T_3 = 263[\text{K}];$$

$$d = \frac{d_2}{d_1} = \frac{95}{83} [\text{mm}] = \frac{0.095}{0.085} [\text{m}];$$

$$Q = 1550[\text{W}]; \quad \delta = ?$$

Услов за создавање мраз: $T = 273[\text{K}] = 0 \text{ [}^\circ\text{C]}$

Дебелина на мраз:

$$\delta = \frac{d_3 - d_2}{2} = \frac{d_3 - 0.095}{2} \quad (1) \rightarrow d_3 = ?$$

Вкупно пренесена топлина:

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{\frac{1}{\lambda_{\text{мраз}}} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_{\text{Al}}} \ln \frac{d_2}{d_1}} 2\pi L \quad (2)$$

$$(2): 1550 = \frac{273 - 263}{\frac{1}{2.56} \ln \frac{d_3}{0.095} + \frac{1}{229.1} \ln \frac{0.095}{0.083}} 2 * 3.14 * 1$$

$$d_3 = 0.105[m]$$

$$(1): \delta = \frac{0.105 - 0.095}{2} = 0.005[m] = 5[mm]$$

3. Челичен паровод, *слика 1-10*, со димензии 152x7 mm и топлинска спроводливост 58 [W/m°C], е изолиран со слој на згура со дебелина 80 mm и коефициент на спроводливост 0.07 [W/m°C], а потоа има цементна кошулка со дебелина 10 mm и коефициент на спроводливост 1.3 [W/m°C]. Температурата на внатрешната површина од цевката е 180°C, а на надворешната површина од изолацијата 30°C. За пароводот да се пресметаат: топлотните загуби на метар должина и температурата помеѓу слоевите.

$$152 \times 7 [mm] \rightarrow d_2 = 152 [mm] \rightarrow r_2 = \frac{152}{2} = 76 [mm];$$

$$L = 1 [m];$$

$$\delta_c = 7 [mm]; \quad \lambda_c = 58 \left[\frac{W}{m^\circ C} \right], \quad c - \text{челик},$$

$$\delta_z = 80 [mm]; \quad \lambda_z = 0.07 \left[\frac{W}{m^\circ C} \right], \quad z - \text{згура};$$

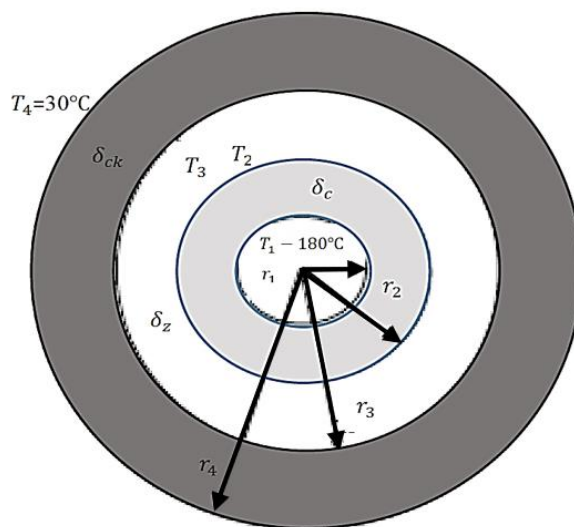
$$\delta_{ck} = 10 [mm]; \quad \lambda_{ck} = 1.3 \left[\frac{W}{m^\circ C} \right]; \quad ck - \text{цементна кошулка};$$

$$T_1 = 180 [^\circ C] - \text{внатрешна цевка}; \quad T_4 = 30 [^\circ C];$$

$$T_2 = ? \text{ (надворешна цевка- згура)};$$

$$T_3 = ? \text{ (згура - цементна кошула)};$$

$$Q = ?$$



Слика 1-10. Челичен паровод со изолации

Според *сликата 1-10* :

$$r_1 = r_2 - \delta_c = 76 - 7 = 69 \text{ [mm]}$$

$$r_3 = r_2 + \delta_z = 76 + 80 = 156 \text{ [mm]}$$

$$r_4 = r_3 + \delta_{ck} = 156 + 10 = 166 \text{ [mm]}$$

Вкупен проток на топлина:

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_4)}{\frac{1}{\lambda_c} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_z} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_{ck}} \ln \frac{r_4}{r_3}} \quad (1)$$

$$(1): Q = \frac{2 * 3.14(180 - 30)}{\frac{1}{58} \ln \frac{76}{69} + \frac{1}{0.07} \ln \frac{156}{76} + \frac{1}{1.3} \ln \frac{166}{156}} = 91.27 \left[\frac{W}{m} \right]$$

$T_3 = ?$

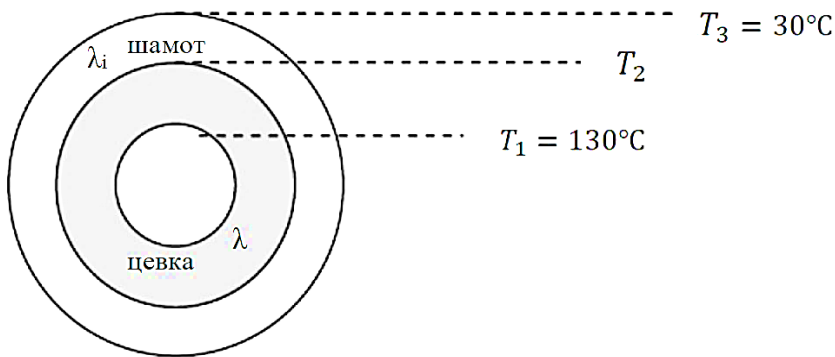
$$Q = \frac{T_1 - T_3}{\frac{1}{2\pi\lambda_c} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\pi\lambda_z} \ln \frac{r_3}{r_2}} L = \frac{2\pi L(T_1 - T_3)}{\frac{1}{\lambda_c} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_z} \ln \frac{r_3}{r_2}} \quad (2)$$

$$(2): 91.27 = \frac{180 - T_3}{0.000265 + 1.6356} * 1$$

$$149.305 = 180 - T_3$$

$$T_3 = 30.69 [^{\circ}\text{C}]$$

4. Огноотпорна цевка од тули со пречник 320/280 mm (слика 1-11) и коефициент на топлоспроводливост ($\lambda = 0.4 + 0.001T$), е обложена однадвор со изолационен слој од шамот со ($\delta_i = 5 \text{ mm}$, $\lambda_i = 0.05 + 0.0001 T$). Температурата на сидот е T [$^{\circ}\text{C}$], а λ е коефициент на топлоспроводливост во [W/mK]. Температурата на внатрешната површина од огноотпорната цевка од тули е 130°C , а на надворешната површина на изолација е 30°C . Определи го топлинскиот флукс (густината на топлински флукс) на метар цевка.



Слика 1-11. Огноотпорна цевка

$$\phi = \frac{320}{280} [\text{mm}] = \frac{d_2}{d_1}; \quad \delta_i = 5 [\text{mm}]; \quad T_1 = 130 [^{\circ}\text{C}]; \quad T_3 = 30 [^{\circ}\text{C}];$$

$$\lambda_c = 0.4 + 0.002T; \quad \lambda_i = 0.05 + 0.0001 T;$$

$$q_{12} = ?$$

Топлински флукс (q) преку цилиндричен сид, $\lambda = f(T)$:

$$q = -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_{i+1}}{d_i}} \int_{T_1}^{T_n} \lambda(T) dT \quad \left[\frac{\text{W}}{\text{m}} \right] \quad (1)$$

Топлински флукс низ цевка (1-2):

$$(1): q_{12} = -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \int_{T_1}^{T_2} (0.4 + 0.001T) dT$$

$$q_{12} = -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \left[0.4(T_2 - T_1) + \frac{0.001}{2}(T_2^2 - T_1^2) \right] \quad (2)$$

Топлински флуks низ изолација (2-3):

$$q_{23} = -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_3}{d_2}} \int_{T_2}^{T_3} (0.05 + 0.0001T) dT$$

$$q_{23} = -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_3}{d_2}} \left[0.05(T_3 - T_2) + \frac{0.0001}{2}(T_3^2 - T_2^2) \right] \quad (3)$$

Количината топлински флуks што минува низ цевка со огноотпорни тули и низ изолација е:

$$q_{12} = q_{23}$$

$$-\frac{2\pi}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \left[0.4(T_2 - T_1) + \frac{0.001}{2}(T_2^2 - T_1^2) \right]$$

$$= -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_3}{d_2}} \left[0.05(T_3 - T_2) + \frac{0.0001}{2}(T_3^2 - T_2^2) \right] \quad (4)$$

Услов на задачата:

$$\frac{d_2}{d_1} = \frac{320}{280}; \quad T_1 = 130[^\circ\text{C}]; \quad T_3 = 30[^\circ\text{C}];$$

$$d_3 = d_2 + \delta_i = 320 + 5 = 325[\text{mm}] = 0.325[\text{m}]$$

Со замена на вредностите во изразот (4):

$$(4): -\frac{1}{\ln \frac{0.32}{0.38}} \left[0.4(T_2 - 130) + \frac{0.001}{2}(T_2^2 - 130^2) \right]$$

$$= -\frac{1}{\ln \frac{0.325}{0.32}} \left[0.05(30 - T_2) + \frac{0.0001}{2}(30^2 - T_2^2) \right]$$

$$(4): 3.75 * 10^{-5} T_2^2 + 1.76 * 10^{-2} T_2 - 2.3 = 0$$

Решение на квадратната равенка по T_2 :

$$T_2 = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Позитивното решение е $T_2 = 105.8 [^{\circ}\text{C}]$.

$$q_{13} = q_{12} = q_{23} = -\frac{2\pi}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \left[0.4(T_2 - T_1) + \frac{0.001}{2}(T_2^2 - T_1^2) \right]$$

$$q_{13} = -\frac{2\pi}{\ln \frac{0.32}{0.28}} \left[0.4(105.8 - 130) + \frac{0.001}{2}(105.8^2 - 130^2) \right]$$

$$q_{13} = 724 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}} \right]$$

5. Сад со сферична форма и дијаметар 1.2 m е широк 100 mm. Определи ја брзината на топлинските загуби ако температурната разлика меѓу внатрешната и надворешна површина е 200°C . Топлинската спроводливост на материјалот е $0.3 \text{ kJ/m}^{\circ}\text{C}$.

Внатрешен дијаметар на челик, $d_1 = 1.2 [m]$

Внатрешен радиус, $r_1 = 0.6[m]$; Дебелина, $\delta = 100[mm] = 0.1[m]$;

Надворешен радиус, $r_2 [m]$;

$$r_2 = r_1 + \delta = 0.6 + 0.1 = 0.7 [m];$$

$$\lambda_1 = 0.3 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{m}^{\circ}\text{C}} \right]; \quad \Delta T = 200 [^{\circ}\text{C}]; \quad Q = ?$$

 Пренос на топлина низ сферичен ѕид изразен преку радиус:

$$Q = \frac{4\pi (T_{\text{топол ф.}} - T_{\text{ладен ф.}})}{\frac{1}{\lambda_i} \frac{r_2 - r_1}{r_1 r_2}} = \frac{4\pi \lambda_i \Delta T}{R} \left[\frac{\text{W}}{\text{m}} \right] \quad (1)$$

Изразот (1) изразен преку дијаметар:

$$\frac{Q}{\tau} = \frac{2\pi(T_1 - T_{n+1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \left(\frac{1}{d_i} - \frac{1}{d_{i+1}} \right)} \left[\frac{\text{W}}{\text{m}} \right] = \frac{2\pi \lambda_i \Delta T}{R} \quad (1-1)$$

Отпор на пренос на топлина во изразот (1):

$$(1): R = \frac{r_2 - r_1}{r_1 r_2} = \frac{0.7 - 0.6}{0.7 * 0.6}$$

$$R = 0.24 [m] \quad (2)$$

Со замена се добиваат топлотни загуби:

$$(1): Q = \frac{4 \pi \lambda_i \Delta T}{R} = \frac{4 * 3.14 * 0.3 * 200}{0.24}$$

$$Q = 3140 \left[\frac{W}{m} \right] = 3.14 \left[\frac{kW}{m} \right]$$

1.3. Пренос на топлина со конвекција

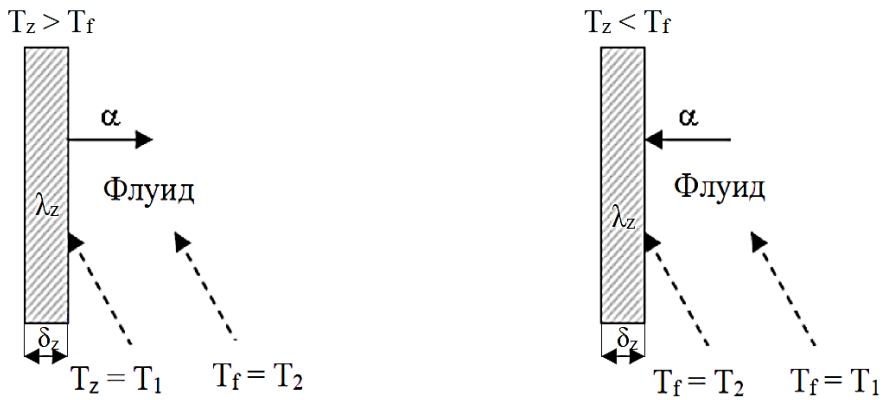
Конвекција е пренос на топлина карактеристичен за топлотна размена меѓу граничната површина на цврста фаза (сид на цевка) и флуид. Карактеристиката на движење на топлината на граничната површина меѓу цврста фаза и флуид се нарекува *коэффициент на пренос* (премин) на топлина (α) [$W/^\circ C m^2$]. Коэффициентот „ α “ зависи од многу фактори: температура, геометриска форма на цврстата површина, ориентација на цврстата површина во просторот, и начинот на движење на флуидот. Топлината се движи со конвекција од цврстата површина (сид) со температура (T_z) кон флуид (или околина) со температура (T_f) кога ($T_z > T_f$) и обратно од флуид до цврста површина-сид кога ($T_f > T_z$), односно топлината се пренесува од повисока кон пониска температура.

1.3.1. Топлински флукс (q) од рамна површина до флуид и обратно

$$q = \alpha(T_1 - T_2) = \frac{Q}{A \tau} \left[\frac{W}{m} \right] \quad (1-13)$$

Проток на топлина од рамна површина до флуид и обратно, *слика 1-12*.

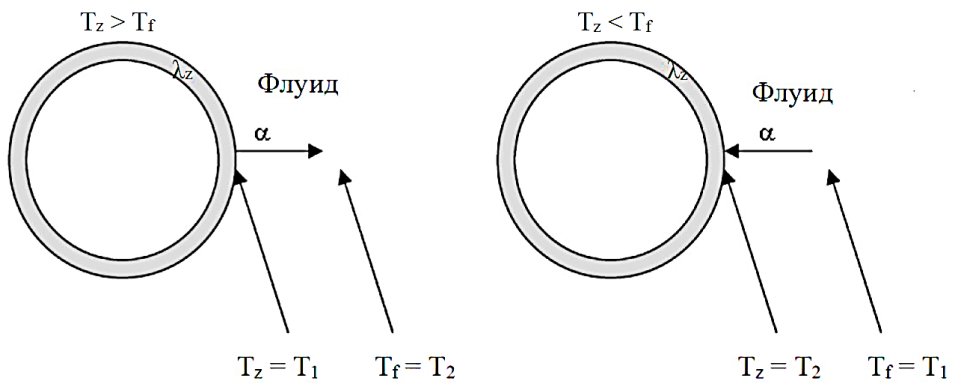
$$Q = A\alpha(T_1 - T_2)\tau \quad (2 - 12 - 1)$$



Слика 1-12. Пренос на топлина низ единечен ѕид

1.3.2. Топлински флуks (q) од цилиндрична површина до флуид

$$q = \alpha d \pi (T_1 - T_2) = \frac{Q}{A \tau} \left[\frac{W}{m} \right] \quad (1-14)$$

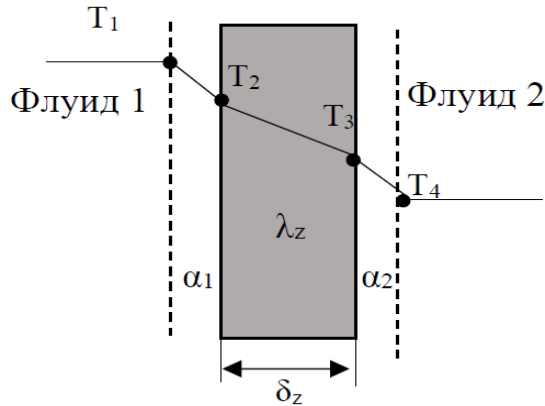


Слика 1-13. Пренос на топлина низ цевка

1.4. Сложен пренос на топлина

(топол флуид - сид - ладен флуид)

1.4.1. Сложен пренос на топлина преку еднослоен паралелен сид



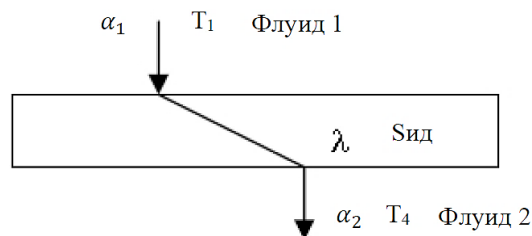
Слика 1-14. Сложен пренос на топлина од флуид (1) со повисока температура до флуид (2) со пониска температура преку сид.

Проток на топлина од потопол флуид (1) низ рамен сид до поладен флуид (2), *слика 1-14*.

$$Q = \frac{A \tau (T_1 - T_4) \left[\frac{W}{m^2 K} \right]}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (1-15)$$

$(T_1 - T_4) = \Delta T$ – погонска сила (за пренос на топлина)

Флуидот (1) е со повисока температура од флуидот (2).



Слика 1-15. Коефициенти на сложен пренос на топлина, $T_1 > T_2$

Сложен коефициент на пренос на топлина:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (1-16)$$

Коефициент на премин на топлина:

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta} = \frac{1}{R} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (1-17)$$

Пренос на топлина за секој слој одделно:

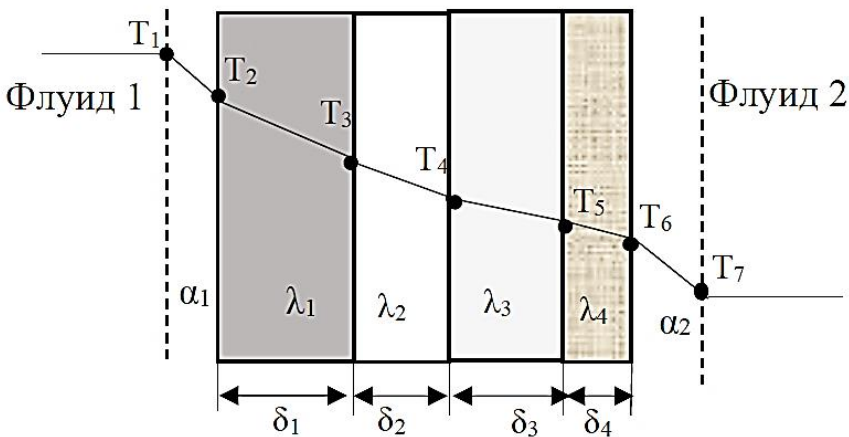
$$Q = \alpha_1 (T_1 - T_2) \quad (1-18) \text{ ламинарен слој од прв флуид,}$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (T_2 - T_3) \quad (1-19) \text{ за цврст слој (сид),}$$

$$Q = \alpha_2 (T_3 - T_4) \quad (1-20) \text{ ламинарен слој од втор флуид.}$$

1.4.2. Пренос на топлина преку повеќеслоен паралелен сид

$$Q = \frac{A \tau (T_1 - T_{n+3})}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (1-21)$$



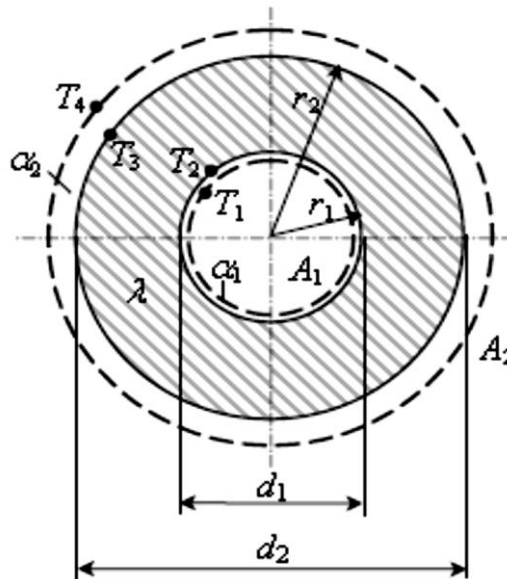
Слика 1-16. Повеќеслоен паралелен сид

1.4.3. Пренос на топлина преку еднослојна цевка

$$\frac{Q}{\tau} = \frac{L \pi (T_1 - T_4)}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}} [W] \quad (1-22)$$

1.4.4. Пренос на топлина преку повеќеслојна цевка

$$\frac{Q}{\tau} = \frac{L \pi (T_1 - T_{n+3})}{\frac{1}{\alpha_{\text{внатре}} d_{\text{внатре}}} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_{\text{надвор}} d_{\text{надвор}}}} [W] \quad (1-23)$$



Слика 1-17. Повеќеслојна цевка

Коефициент на пренос на топлина на метар должина цевка:

$$K_L = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_{\text{внатре}} d_{\text{внатре}}} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_{\text{надвор}} d_{\text{надвор}}}} \left[\frac{W}{m K} \right] \quad (1-24)$$

Размена на топлина во единица време и должина на цевка:

$$\frac{Q}{\tau} = K_L \Delta T \left[\frac{W}{m} \right] \quad (1-25)$$

1. Да се определи коефициентот на пренос на топлина низ сид од бакарен сад на дупликатор со дебелина на сид 3 mm и топлинска спроводливост 250 [J/mK]. Внатрешната страна на садот има слој на смола со дебелина 0.5 mm и топлинска спроводливост 0.7 [J/mK], а од надворешната страна има слој варовник со дебелина 1 mm, $\lambda_{\text{варовник}} = 0.7$ [J/mK]. Коефициентот на пренос на топлина од страната на кондензирачка пара е $\alpha_1 = 6000$ [J/m²s K], а од страната со течност во садот е $\alpha_2 = 700$ [J m sK].

$$\lambda_{Cu} = 250 \left[\frac{J}{msK} \right]; \quad \delta_{Cu} = 3 [mm] = 0.003[m];$$

$$\delta_{\text{смола}} = 0.5 [mm] = 0.0005[m]; \quad \lambda_{\text{смола}} = 0.7 \left[\frac{J}{msK} \right]$$

$$\delta_{\text{варовник}} = 1 [mm] = 0.001[m]; \quad \lambda_{\text{варовник}} = 0.7 \left[\frac{J}{msK} \right]$$

$$\alpha_1 = 6000 \left[\frac{J}{m^2sK} \right]; \quad \alpha_2 = 700 \left[\frac{J}{m^2sK} \right]; \quad K = ?$$

За сложен пренос на топлина низ повеќеслоен рамен сид, коефициентот на пренос на топлина е:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{смола}}}{\lambda_{\text{смола}}} + \frac{\delta_{Cu}}{\lambda_{Cu}} + \frac{\delta_{\text{варовник}}}{\lambda_{\text{варовник}}} + \frac{1}{\alpha_2}} \left[\frac{W}{m^2K} \right] \quad (1)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{6000} + \frac{0.0005}{0.7} + \frac{0.003}{250} + \frac{0.001}{0.7} + \frac{1}{700}}$$

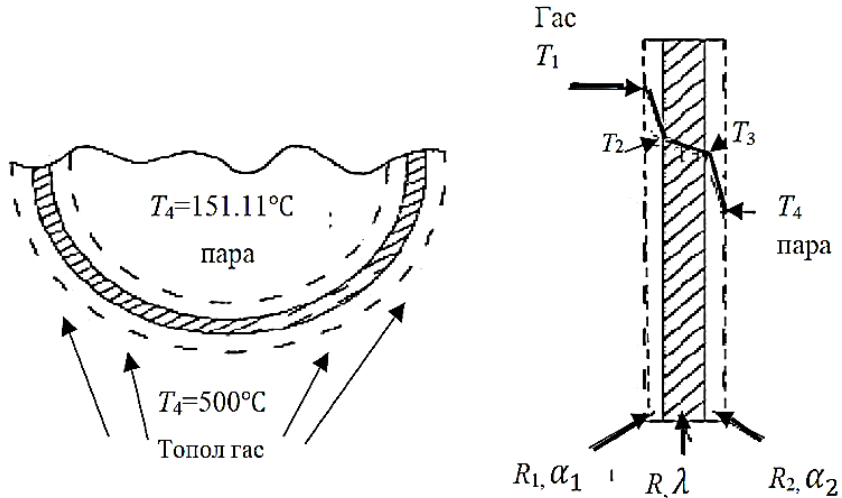
$$K = 231.4 \left[\frac{J}{m^2sK} \right]$$

2. Котел со грејна површина 2 m² се напојува со вода (слика 1-18). Во котелот се произведува сува заситена пара на притисок од 4 bar. Дебелина на сидот на котелот е 5 mm, а котелот се загрева однадвор со гасови на температура од 500°C. Да се одреди температурата на

сидот од внатрешната и надворешната страна, ако котелот е направен од:

а) челик со коефициент на топлинска спроводливост 50 W/mK , а коефициентот на пренос на топлина е $12 \text{ W/m}^2\text{K}$;

б) бакар со топлинска спроводливост 372.16 W/mK и коефициент на пренос на топлина е $600 \text{ W/m}^2\text{K}$.



Слика 1-18. Котел за пара

$$A = 2[\text{m}^2]; \quad P = 4 [\text{bar}] = 4 * 10^5 [\text{Pa}]; \quad \delta = 5[\text{mm}] = 5 * 10^{-3}[\text{m}];$$

$$\alpha_1 = 12 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right]; \quad \alpha_2 = 600 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right]; \quad T_1 = 500[^\circ\text{C}];$$

$$T_4 = 151.11[^\circ\text{C}]; \quad \lambda_{1(\text{челик})} = 50 \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}} \right]; \quad \lambda_{2(\text{cu})} = 372.16 \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}} \right];$$

$$T_2 = ?; \quad T_3 = ?$$

а) Котел изработен од челик

Бараните температури може да се пресметаат според принципот на топлински отпори во серија на паралелни плочи. Поради мала дебелина на сидот од котелот, е потребна пресметка на одвоени термички отпори.

Топлински флуks за пренос на топлина:

$$q = \frac{\Delta T_1}{R_1} = \frac{\Delta T_2}{R_2} = \frac{\Delta T_{\text{БК.}}}{R_{\text{БК.}}} \quad (1)$$

$$R_1 = \frac{1}{\alpha_1} = \frac{1}{12} = 0.083 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \text{ отпор на флуид - 1}$$

$$R_{\text{котел}} = \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0.005}{50} = 0.0001 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \text{ отпор на сид}$$

$$R_2 = \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{600} = 0.00167 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \text{ отпор на флуид - 2}$$

Вкупен отпор:

$$R_{\text{вкупно}} = R_1 + R_{\text{котел}} + R_2 = 0.0083 + 0.0001 + 0.00167$$

$$R_{\text{вкупно}} = 0.0085 \left[\frac{m^2 K}{W} \right]$$

Флуксот (q) е:

$$(1): q = \frac{\Delta T_{\text{БК.}}}{R_{\text{БК.}}} = \frac{T_1 - T_4}{R_{\text{БК.}}} = \frac{500 - 151.11}{0.0085} = 4099.8 \left[\frac{W}{m^2} \right]$$

Исто решение се добива кога пресметката на топлински флукс е со употреба на сложен коефициент на пренос на топлина низ рамен сид:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] = \frac{1}{\frac{1}{12} + \frac{0.005}{50} + \frac{1}{600}} = \frac{1}{0.085}$$

$$K = 11.76 \left[\frac{J}{m^2 s K} \right]$$

Топлински флукс за пренос на топлина:

$$(2): q = K(T_1 - T_4) = 11.76 (500 - 151.11) = 4099.8 \left[\frac{W}{m^2} \right]$$

б) За котел изработен од бакарен лим:

Постапката за пресметка на бараните температури е иста како под а). Различни се само вредностите на коефициентите на топлинската спроводливост:

$$R_1 = \frac{1}{\alpha_1} = \frac{1}{12} = 0.083 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \text{ отпор на флуид - 1}$$

$$R_{Cu-котел} = \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0.005}{372.16} = 0.0000134 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \text{ отпор на сид}$$

$$R_2 = \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{600} = 0.00167 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] \text{ отпор на флуид - 2}$$

Вкупен отпор:

$$R_{BK.} = R_1 + R_{кот.} + R_2 = 0.0083 + 0.0001 + 0.00167 = 0.085 \left[\frac{m^2 K}{W} \right]$$

Топлински флукс:

$$(1): q = \frac{\Delta T_{BK.}}{R_{BK.}} = \frac{T_1 - T_4}{R_{BK.}} = \frac{500 - 151.11}{0.085} = 4103.83 \left[\frac{W}{m^2} \right]$$

Температура на сид од внатрешна и надворешна страна:

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R_{BK.}} \quad (3)$$

$$4103.83 = \frac{500 - T_2}{0.083} \quad (3 - 1)$$

$$T_2 = 158.15 [^{\circ}C]$$

$$q = \frac{T_1 - T_3}{R_1 + R_{BK.}} \quad (4)$$

$$4099.79 = \frac{500 - T_3}{0.083 + 0.0000134} \quad (4 - 1)$$

$$T_3 = 158.10 [^{\circ}C]$$

3.Челична цевка со $d_1 = 5 [cm]$ и $d_2 = 76 [cm]$; $\lambda_{1(челик)} 15 \left[\frac{W}{m^{\circ}C} \right]$ е покриена со изолатор со дебелина $2 [cm]$ и $\lambda_{2(изол.)} 0.2 \left[\frac{W}{m^{\circ}C} \right]$. Топол гас на $330^{\circ}C$ со $\alpha_1 = 400 \left[\frac{W}{m^2^{\circ}C} \right]$ тече во внатрешноста на цевката. Надворешната површина на изолацијата е изложена на поладен воздух на $30^{\circ}C$ со $\alpha_2 = 60 \left[\frac{W}{m^2^{\circ}C} \right]$. Пресметај ја загубата на топлината од цевката до воздухот на $10 m$ од цевката ако температурата опаѓа како резултат на топлинските отпори на протокот на топлиот гас, челичната цевка, изолациониот слој и надворешниот воздух.

Дадено е:

- внатрешен дијаметар на челик, $d_1 = 5 [cm] = 0.05[m]$;
- внатрешен радиус, $r_1 = 0.025[m]$;
- надворешен дијаметар на челик, $d_2 = 76[cm] = 0.076[m]$;
- надворешен радиус, $r_2 = 0.038[m]$;
- радиус, $r_3 = r_2 + \text{дебелина на изолација}$;
 $r_3 = 0.038 + 0.020.058 [m]$;
- топлинска спроводливост на челик, $\lambda_{1(\text{челик})} = 15 \left[\frac{W}{m^{\circ}C} \right]$;
- топлинска спроводливост на изолација, $\lambda_{2(\text{изолација})} = 0.2$;
- температура на топол гас, $T_{\text{топол гас}} = 330^{\circ}C + 273 = 603[K]$;
- коефициент на пренос на топлина на внатрешната страна, $\alpha_1 = 400 \left[\frac{W}{m^2^{\circ}C} \right]$;
- температура на амбиентален воздух:
 $T_{\text{возд.}} = 30^{\circ}C + 273 = 303[K]$;
- коефициент на пренос на топлина на надворешна страна,
 $\alpha_2 = 60 \left[\frac{W}{m^2^{\circ}C} \right]$;
- должина, $L = 10 [m]$.

Да најде:

а) загуба на топлина (Q);

б) температурните падови:

$(T_{\text{топол гас}} - T_1)$; $(T_1 - T_2)$; $(T_2 - T_3)$; $(T_3 - T_{\text{ладен гас}})$.

а) Топлотен флуks за единична површина $A = 1[m^2]$ е:

$$q = \frac{\Delta T}{R} \quad (1);$$

Проток на топлина:

$$Q = K A \Delta T = (2); \quad \text{ако } K = \frac{1}{\sum_{i=1}^{i=n} R_i}$$

$$Q = \frac{A \Delta T}{\sum_{i=1}^{i=n} R_i} \quad (2 - 1)$$

За повеќеслојна цевка:

$$Q = \frac{L \pi (T_{\text{топол гас}} - T_{\text{ладен гас}})}{\frac{1}{\alpha_{\text{внат.}} d_{\text{внат.}}} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_{\text{над.}} d_{\text{над.}}}} = \frac{A \Delta T}{\sum_{i=1}^n R_i} [W] \quad (3)$$

Изразот (3) напишан според радиусите:

$$Q = \frac{2L \pi (T_{\text{топол гас}} - T_{\text{ладен гас}})}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\alpha_2 r_4}} \quad (3-1)$$

Со замена на дадените вредности во изразот (3-1) се добиваат топлотните загуби:

$$(3-1): Q = \frac{2 * 10 * 3.14 (603 - 303)}{\frac{1}{400 * 0.025} + \frac{1}{15} \ln \frac{0.038}{0.025} + \frac{1}{0.2} \ln \frac{0.058}{0.038} + \frac{1}{60 * 0.058}}$$

$$Q = 7451.72 [W]$$

б) Пресметката на температурните падови е направена според модифицираниот израз за пренесена топлина (3-1). Количеството пренесена топлина е еднакво на отпорот на пренос на топлината:

$$Q = \frac{2L \pi (T_{\text{топол гас}} - T_{1.})}{\frac{1}{\alpha_1 r_1}} = \frac{2L \pi (T_{\text{топол гас}} - T_{1.})}{R_1} \quad (4)$$

$$R_1 = ?; (T_{\text{топол гас}} - T_{1.}) = ?$$

$$(5): R_1 = \frac{1}{\alpha_1 r_1} = \frac{1}{400 * 0.025}$$

$$R_1 = 0.1 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] - \text{отпор на топол флуид при конвекција}$$

$$(4): 7451.72 = \frac{2 * 10 * 3.14 (T_{\text{топол гас}} - T_{1.})}{0.1}$$

$$T_{\text{топол гас}} - T_{1.} = 11.86 [K]$$

На ист начин се пресметуваат и другите падови на температурата:

$$Q = \frac{2L \pi (T_1 - T_2)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (4-1)$$

$$(6): R_2 = \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{1}{\frac{1}{15} \ln \frac{0.038}{0.025}}$$

$$R_2 = 0.028 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] - \text{отпор при премин низ сид, кондукција;}$$

$$(4 - 1): 7451.72 = \frac{2 * 10 * 3.14 (T_1 - T_2)}{0.028}$$

$$(T_1 - T_2) = 3.31[K]$$

$$(4 - 1 - 1): Q = \frac{2L \pi (T_2 - T_3)}{\frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

$$(6 - 1): R_2 = \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} = \frac{1}{0.2} \ln \frac{0.058}{0.038}$$

$$R_2 = 2.15 \left[\frac{m^2 K}{W} \right]$$

$$(4 - 1 - 1): 7451.72 = \frac{2 * 10 * 3.14 (T_2 - T_3)}{2.15}$$

$$(T_2 - T_3) = 250.75[K]$$

$$Q = \frac{2L \pi (T_3 - T_{\text{ладен гас}})}{\frac{1}{\alpha_2 r_1}} = \frac{2L \pi (T_3 - T_{\text{ладен гас}})}{R_4} \quad (4 - 1)$$

$$(5 - 1): R_4 = \frac{1}{\alpha_2 r_3} = \frac{1}{60 * 0.058}$$

$$R_4 = 0.29 \left[\frac{m^2 K}{W} \right] - \text{отпор на топол флуид при конвекција;}$$

$$(4 - 1): 7451.72 = \frac{2 * 10 * 3.14 (T_3 - T_{\text{ладен гас}})}{0.29}$$

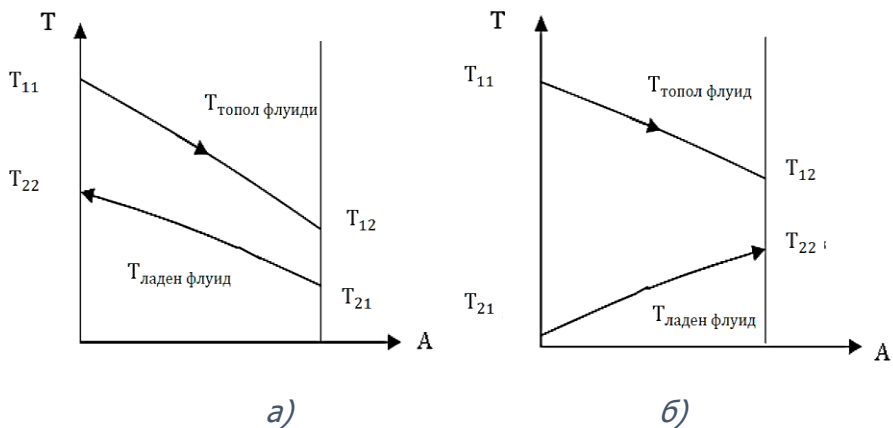
$$T_3 - T_{\text{ладен гас}} = 34.07[K]$$

1.5. Пренос на топлина со променлива температура на флуид

Врз основа на познати влезни и излезни температури на топол и ладен флуид, средната температура T_{sr} се одредува на два начина, во зависност од движењето на флуидите:

- а) противнасочно движење на флуиди (слика 1-19-а) и
- б) истонасочно движење на флуиди (слика 1-19-б).

На *сликата 1-19* се скицирани дијаграми што ги покажуваат промените на температурата на топол и на ладен флуид по должина површина на размена.



Слика 1-19. Температурен профил на флуиди во изменувач на топлина

Од *сликата 1-19. а) и б)* се забележува дека насоката на топол флуид секогаш се скицира на дијаграмот над насоката на ладен флуид.

Пресметаните температурни разлики се означени со ΔT_{max} и ΔT_{min} . Нивните вредности зависат од насоката на движење на флуидите во изменувачот. Начинот на пресметка е даден со следните изрази:

Противнасочно движење на флуид:

$$T_{11} - T_{22} = \Delta T_{max} \quad T_{12} - T_{21} = \Delta T_{min}$$

Истонасочно движење на флуид:

$$T_{11} - T_{21} = \Delta T_{max} \quad T_{12} - T_{22} = \Delta T_{min}$$

Ознаките во изразите означуваат:

(T_{11}) – топол флуид влез, (T_{12}) – топол флуид излез,
(T_{21}) – ладен флуид излез, (T_{22}) – ладен флуид излез.

Индексот до температурата означува:

прв индекс – тип на флуид (топол флуид-1, ладен флуид-2);

втор индекс – влез на флуид-1 и излез на флуид-2.

Според ова:

T_{12} – температура на топол флуид на излез од изменувачот.

Ако односот $\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} < 1.5$, се користи средната логаритамска разлика за средна температура:

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \quad (1-26)$$

Ако односот $\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}} \leq 2$; се користи аритметичка средина за пресметка на средна температура, но не е задолжително, односно пресметката може да е според изразот (1-27).

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} + \Delta T_{min}}{2} \quad (1-27)$$

Ако разменувањот на топлината е со *двонасочен проток* или *вкрстен проток на флуиди*, вистинската средна логаритамска разлика на температурата е пресметана од ΔT_{sr} помножена (коригирана) со фактор на корекција (F), израз (1-28):

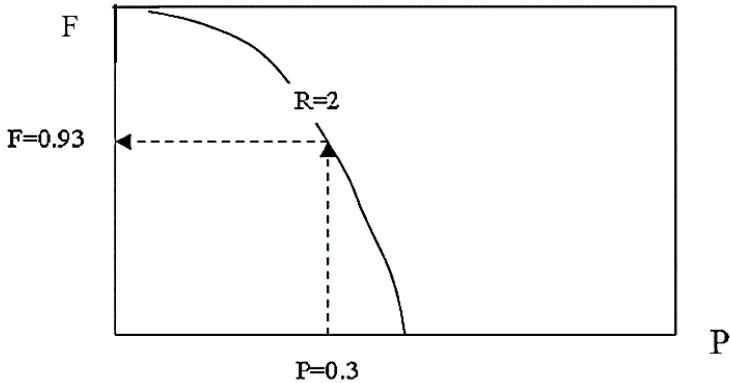
$$\Delta T_{sr-вистинско} = F \Delta T_{sr} \quad (1-28)$$

Факторот на корекција (F) е одреден експериментално, а неговата вредност се добива графички како функција од бездимензионални параметри (P) и (R). На *сликата 1-20* е даден пример за определување

на факторот на корекција (F) за познати вредности на параметрите (P) и (R).

Факторот на корекција (F) е дефиниран според изразот (1-29), Прилози (дијаграм 3-3):

$$P = \frac{T_{22} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}}; \quad R = \frac{T_{11} - T_{12}}{T_{22} - T_{21}} \quad (1-29)$$



Слика 1-20. Определување фактор на корекција

Пример:

Ако $P = 0.3$ и $R = 2$ според *сликата 1-20* се отчитува $F = 0.93$.

1. За греење на некоја просторија потребна е 400 kW топлина. Греењето се врши со топла вода. Водата се загрева во разменувач на топлината од 65°C на 90°C со водена пара на притисок од 3 at. Сидот од разменувачот на топлината е дебел 2 mm, со коефициент на топлинска спроводливост 290 [W/m°C]. Двата флуида се движат во иста насока со коефициент на пренос на топлината од пара кон сидот 8120 [W/m² °C] и од сид кон вода 1740 [W/m² °C]. Да се пресмета:

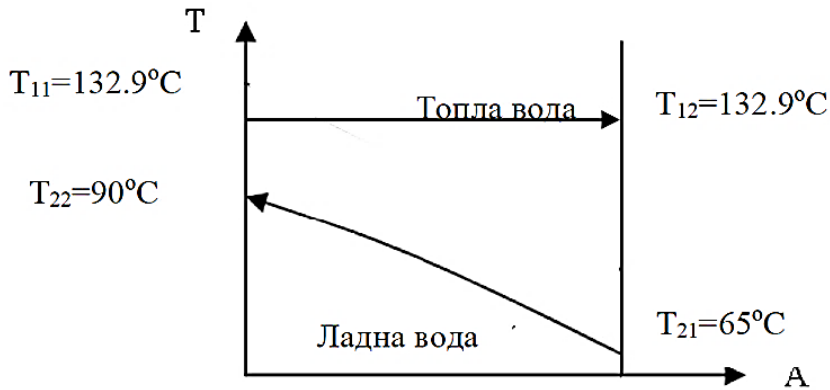
- а) средната температура на грејниот медиум и
- б) грејната површина на разменувачот на топлина.

а) $Q = 400 \text{ [kW]} = 400\,000 \text{ [W]}$; $\delta = 2 \text{ [mm]} = 0.002 \text{ [m]}$;

за водена пара на притисок: $P=3$ [at]; отчитано од прилози, табела - 8.5.2-2:

$$T_p = 132.9[^\circ\text{C}] = T_{11} = T_{12} = \text{const}; \quad T_{21} = 65[^\circ\text{C}]; \quad T_{22} = 90[^\circ\text{C}];$$

$$\lambda = 290 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^\circ\text{C}} \right]; \quad \alpha_1 = 8120 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}} \right]; \quad \alpha_2 = 1740 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}} \right]; \quad \Delta T_{sr} = ?$$



Противнасочно движење на флуиди:

$$\Delta T_{sr} = \frac{(T_{11} - T_{22}) - (T_{12} - T_{21})}{\ln \frac{(T_{11} - T_{22})}{(T_{12} - T_{21})}} \quad (1)$$

Истонасочно движење на флуиди:

$$\Delta T_{sr} = \frac{(T_{11} - T_{21}) - (T_{12} - T_{22})}{\ln \frac{(T_{11} - T_{21})}{(T_{12} - T_{22})}} \quad (2)$$

За пресметка на средната температура може да се користат двата изрази, (1) или (2), а да се добие иста вредност. Ова е можно затоа што топлиот флуид е со константна температура.

$$(2): \Delta T_{sr} = \frac{(132.9 - 65) - (132.9 - 90)}{\ln \frac{(132.9 - 65)}{(132.9 - 90)}} = \frac{67.9 - 42.9}{\ln \frac{67.9}{42.9}} = \frac{25}{0.459}$$

$$\Delta T_{sr} = 54.44[^\circ\text{C}]$$

б) $A = ?$

$$Q = K A \Delta T_{sr} \quad \rightarrow \quad A = \frac{Q}{K \Delta T_{sr}} \quad (3): \quad \rightarrow \quad K = ?$$

$$Q = 400[kW] = 400\,000 [W]; \quad \Delta T_{sr} = 54.44[^\circ C]$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{8120} + \frac{0.002}{290} + \frac{1}{1740}} = 1419 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

$$(1): \quad A = \frac{400000}{1419 * 54.44} = 5.17[m^2]$$

2. Во противнасочен разменуваач на топлина се загрева течност со термички карактеристики како за вода. Уредот има 50 цевки со дијаметар 25 x 2 mm и должина на цевка 4.4 m со топлинска спроводливост 58 [J/msK]. Грејната пара влегува на 132°C и излегува од апаратот на 125°C. Течноста се загрева од 25°C до 78°C. Колкав е топлинскиот капацитет на разменуваачот на топлината [J/h, J/s] ако просечниот коефициент на пренос на топлина е 1350 [J/msK]?

$$n = 50; \quad d = 25 \times 2 [mm] \quad \rightarrow \quad d_{\text{надвор.}} = 0.025[m];$$

$$d_{\text{внатре.}} = d - 2\delta = 25 - 2 * 2 = 21[mm] = 0.021[m]$$

$$L = 4.4[m]; \quad T_{11} = 132[^\circ C]; \quad T_{12} = 125[^\circ C];$$

$$T_{21} = 25[^\circ C] \quad T_{22} = 78[^\circ C]$$

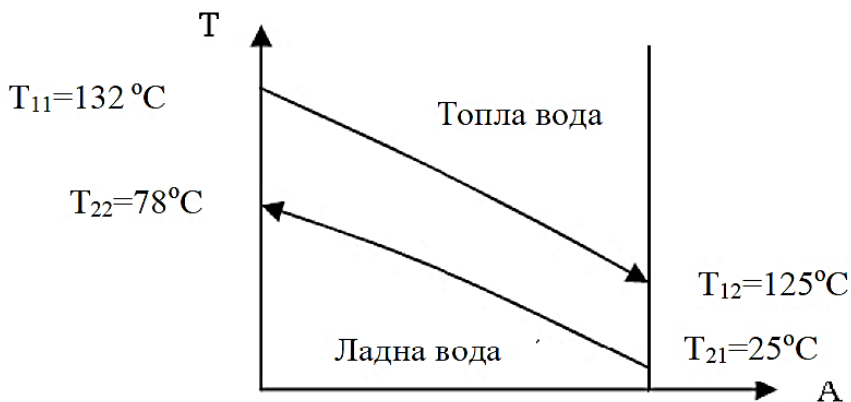
$$\lambda = 58 \left[\frac{J}{m \cdot s \cdot ^\circ K} \right] = 58 \left[\frac{W}{m \cdot ^\circ K} \right];$$

$$K = 1350 \left[\frac{J}{m^2 \cdot s \cdot ^\circ K} \right] = 1350 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right];$$

$$Q = ?; \quad \Delta T_{sr} = ?; \quad A = ?$$

$$\frac{Q}{\tau} = K A \Delta T_{sr} \quad (1); \quad \rightarrow \quad \Delta T_{sr} = ?; \quad A = ?$$

Противнасочно движење на флуиди:



$$\Delta T_{max} = T_{11} - T_{22} = 132 - 78 = 54 [^{\circ}\text{C}]$$

$$\Delta T_{min} = T_{12} - T_{21} = 125 - 25 = 100 [^{\circ}\text{C}]$$

За односот $\frac{\Delta T_{min}}{\Delta T_{max}} \leq 2$ се користи средната аритметичка температурна разлика:

$$\frac{\Delta T_{min}}{\Delta T_{max}} = \frac{100}{54} = 1.85 < 2$$

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} + \Delta T_{min}}{2} \quad (2)$$

$$(2): \Delta T_{sr} = \frac{54 + 100}{2} = 77 [^{\circ}\text{C}]$$

Вкупна површина на размена на топлина за цевен изменувач со (n) број на цевки:

$$A = n(\pi d_{sr} L) \quad (3); \quad \rightarrow \quad d_{sr} = ?$$

$$d_{sr} = \frac{d_{над.} + d_{внат.}}{2} = \frac{0.025 + 0.021}{2} = 0.023 [m]$$

$$(3): A = n(\pi d_{sr} L) = 50(3.14 * 0.023 * 4.4) = 15.9 [m^2]$$

Капацитет на изменувач:

$$(1): \frac{Q}{\tau} = 1350 * 15.9 * 77 = 1.653 * 10^6 \left[\frac{J}{s} \right] = 5.95 * 10^9 \left[\frac{J}{h} \right]$$

3. Во разменуваач на топлина со комбиниран проток се загрева 2.52 kg/s вода со специфична топлина 4.18 [kJ/kgK], од почетна

температура 21.1°C до 54.4°C. Топла вода тече низ омотачот под притисок и се користи за греење од температура 115.6°C до 48.9°C. Вкупен коефициент на преод на топлината од топла вода кон ладна е: 1.2 [kW/(m²K)]. Определи ја површината на размена за:

а) Разменувач на топлина тип 1-2 (со еден премин низ обвивка и два низ цевка).

б) Разменувач на топлина тип 2-4 (со два премини низ обвивка и четири низ цевка).

$$m_{\text{ладна вода}} = 2.52 \left[\frac{kg}{s} \right]; \quad C_p = 4.18 \left[\frac{kJ}{kgK} \right]; \quad K = 1.2 \left[\frac{kW}{m^2K} \right];$$

$$T_{21} = 21.1 [^{\circ}C]; \quad T_{22} = 54.4 [^{\circ}C]; \quad T_{11} = 115.6 [^{\circ}C]; \quad T_{12} = 48.9 [^{\circ}C];$$

$$A = ?$$

Размена на топлината меѓу два флуида, според топлински биланс на изменувач:

$$Q_{\text{разменета}} = -Q_{\text{топло ф.}} = Q_{\text{ладен ф.}} \quad (1)$$

$$\text{Топол флуид оддава топлина} = \text{ладен флуид прима топлина} \quad (1-1)$$

Ако при топлотната размена двата флуида не ја менуваат агрегатната состојба:

$$(1): Q_{\text{разменета}} = [-m C_p (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = [m C_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} \quad (1-2)$$

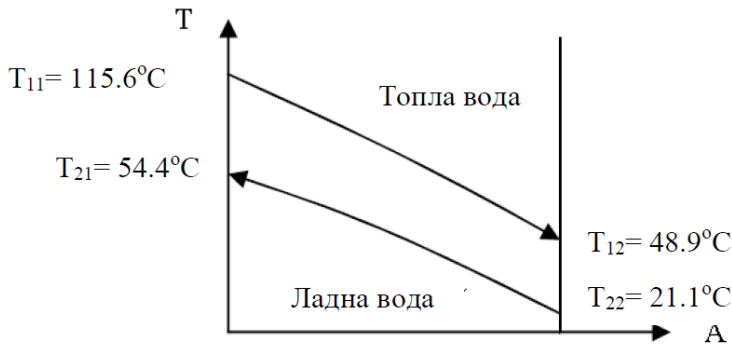
$$(1-2): Q_{\text{ладен ф.}} = 2.52 * 4.18 * (54.4 - 21.1) = 350.8 [kW] = Q_{\text{разменета}}$$

Вкупно количество разменета топлина:

$$Q_{\text{разменета}} = K A \Delta T_{sr} F \rightarrow A = \frac{Q_{\text{разменета}}}{K \Delta T_{sr} F} \quad (2)$$

Во изразот (2) средната логаритамска температура се коригира со фактор на корекција (F) бидејќи изменувачот работи со вкрстен ток, едниот флуид циркулира надвор од цевките во школката. Пресметката на средната температура е како за изменувач со двонасочен режим на работа, а пресметаната вредност се коригира со фактор на корекција (F), израз (2).

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \quad (3)$$



Според нацртаната шема, температурните разлики се:

$$\Delta T_{max} = T_{11} - T_{21} = 115.6 - 54.4 = 61.2 \text{ [}^\circ\text{C]};$$

$$\Delta T_{min} = T_{12} - T_{22} = 48.9 - 21.1 = 27.8 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$(3) \quad \Delta T_{sr} = \frac{61.2 - 27.8}{\ln \frac{61.2}{27.8}} = 42.3 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

За отчитување на вредноста од факторот на корекција (F) од *прилози (дијаграм 3-3)* се пресметуваат бездимензионални параметри P и R:

$$P = \frac{T_{22} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}} (4 - 1); \quad R = \frac{T_{11} - T_{12}}{T_{22} - T_{21}} (4 - 2)$$

$$T_{21} = 21.1 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{22} = 54.4 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{11} = 115.6 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{12} = 48.9 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$(4 - 1): P = \frac{54.4 - 21.1}{115.6 - 21.1} = 0.35; \quad (4 - 2): R = \frac{115.6 - 48.9}{54.4 - 21.1} = 2$$

Отчитана вредност за F = f (P, R) од *Прилози од дијаграм 3-3* за 1-2 разменуваачи на топлина (еден премин низ обвивката и два низ цевката) е:

$$F = 0.74$$

Со замена на пресметаните вредности во изразот (2):

$$(2): A = \frac{Q}{K \Delta T_{sr} F} = \frac{350.8}{1.2 * 42.3 * 0.74} = 9.34 \text{ [m}^2\text{]}$$

б) Целата постапка се повторува и за изменувачот под б).

$$(3): \Delta T_{sr} = \frac{61.2 - 27.8}{\ln \frac{61.2}{27.8}} = 42.3 [^{\circ}\text{C}]$$

Бездимензионални параметри P и R, пресметани:

$$(4 - 1): P = \frac{T_{22} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}} = \frac{54.4 - 21.1}{115.6 - 21.1} = 0.35$$

$$(4 - 2): R = \frac{T_{11} - T_{12}}{T_{22} - T_{21}} = \frac{115.6 - 48.9}{54.4 - 21.1} = 2$$

Отчитано од *Прилози - дијаграм 3-4*, $F = f(P, R)$ за 2-4 разменуваач на топлина (два премина низ обвивка и четири низ цевка) е:

$$F = 0.94$$

$$(2): A = \frac{Q}{K \Delta T_{sr} F} = \frac{350.8}{1.2 * 0.94 * 42.3} = 7.34 [m^2]$$

1.6. Пренос на топлина со зрачање - радијација (само за цврсто тело)

Топлотно зрачење е контактна размена на топлина меѓу потопло и постудено тело. Движење на топлина со зрачење е според механизам што ги почитува законите на движење за бранови. При размена на топлина со зрачење на обете тела (потопло и постудено) испуштаат бранови со топлинска моќ и одредена бранова должина. Резултантната енергија од зрачање се насочува од потоплото кон поладното тело. Методот за пресметка на добиената енергија меѓу потопло и поладно тело е прикажана за два карактеристични случаја:

1. Површина на телото (1) е од сите страни покриена со површина на телото (2).
2. Површините на телото (1) и телото (2) се еднакво оддалечени (паралелно).

Топлотен флукс на зрачање низ рамен сид:

$$q = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\frac{1}{C_{12}}} = C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right] \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (1-30)$$

$A_{min}[m^2]$ – помала површина (површина на тело (1) или тело (2));

$C_{12} \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$ – меѓусебна константа на зрачење на тело (1) и тело (2).

$$C_{12} = C_c \varepsilon_{12}; \quad \rightarrow \quad C_c = 5.67 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$C_c \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$ – константа на зрачење на апсолутно црно тело;

$\varepsilon_1, \varepsilon_2 \left[\frac{J}{m^2 s K^4} \right]$ – коефициенти на емисија на тела со помала (A_{min}) и поголема површина (A_{max}).

Израз за пресметка за заеднички емисионен коефициент меѓу телата:

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (1-31)$$

Израз за пресметка на меѓусебната константа на зрачење на телото (1) и на телото (2):

$$C_{12} = \frac{C_c}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{1}{C_c \varepsilon_1} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{C_c \varepsilon_2} - \frac{1}{C_c} \right)} = \frac{1}{\frac{1}{C_c} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_c} \right)} \quad (1-32)$$

$T_1, T_2 [K]$ – повисока (на потопло тело) и пониска (на поладно тело) температура,

$A_{max} [m^2]$ – поголема површина (површина на тело 1 или тело 2).

Кога $A_{max} \gg A_{min}$ и односот $\frac{A_{min}}{A_{max}} = 0$, коефициентот на емисија $\varepsilon_{12} \sim \varepsilon$.

Кога $A_{min} = A_{max}$ израз (1-31) е добиен во скратена форма:

$$C_{12} = C_c \varepsilon_{12} = C_c \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{C_c}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{1}{C_c \varepsilon_1} + \left(\frac{1}{C_c \varepsilon_2} - \frac{1}{C_c} \right)}$$

$$C_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{\varepsilon_0}} \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right] \quad (1-33)$$

Топлински флуks (q) на резултантно зрачење од цилиндрична површина:

$$q = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\frac{1}{d \pi C_{12}}} = d \pi C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right] \left[\frac{W}{m K} \right] \quad (1-34)$$

1. Да се пресмета преносот на топлина со зрачење меѓу две големи паралелни површини со температури 800K и 400K. Првата површина има коефициент на емисија 5.1 [J/m²sK⁴] а втората површина 4.2. [J/m²sK⁴]. Загубата на топлина по површината може да се занемари. За колку ќе се промени брзината на пренос на топлина со зрачење кога коефициентот на емисија на втората површина е многу помал $\varepsilon_2 = 0.4$ [J/m²sK⁴]?

$$\varepsilon_1 = 5.1 \left[\frac{J}{m^2 s K^4} \right]; \quad \varepsilon_2 = 4.2 \left[\frac{J}{m^2 s K^4} \right]; \quad \varepsilon_2' = 0.4 \left[\frac{J}{m^2 s K^4} \right]; \quad A_{min} = A_{max}$$

$$T_1 = 800[K]; \quad T_2 = 400[K]; \quad Q_{загуба.површина} \sim 0 \quad \dot{Q}_{зрачање} = ?;$$

Брзина на топлинско зрачење (топлински флуks) помеѓу паралелни површини:

$$q \left[\frac{W}{m^2 K} \right] = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\frac{1}{C_{12}}} = C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right] \quad (1) \rightarrow C_{12} = ?$$

Бидејќи $A_{min} = A_{max}$:

$$C_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - \frac{1}{\varepsilon_0}} \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right] \quad (2)$$

$\varepsilon_1; \varepsilon_2; \varepsilon_0$ – коефициент на емисија на тело со помала (1), поголема површина (2) и апсолутно црно тело (0), соодветно, ($\varepsilon_0 = 5.7$).

$$(2): C_{12} = \frac{1}{\frac{1}{5.1} + \frac{1}{4.2} - \frac{1}{5.7}} = 4.35 \left[\frac{J}{m^2 s K^4} \right] = 4.35 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$$(1): q = C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right] = 1.6 * \left[\left(\frac{800}{100}\right)^4 - \left(\frac{400}{100}\right)^4 \right]$$

$$q = 15000 \left[\frac{J}{m^2 s K^4} \right]$$

Брзина на топлинско зрачење помеѓу паралелни површини во случај на намален коефициент на втората површина:

$$(2): C'_{12} = \frac{1}{\frac{1}{5.1} + \frac{1}{0.4} - \frac{1}{5.7}} = 0.39 \left[\frac{\text{J}}{\text{m}^2 \text{s K}^4} \right] = 0.39 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4} \right]$$

$$(1): q' = C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 0.39 * \left[\left(\frac{800}{100} \right)^4 - \left(\frac{400}{100} \right)^4 \right]$$

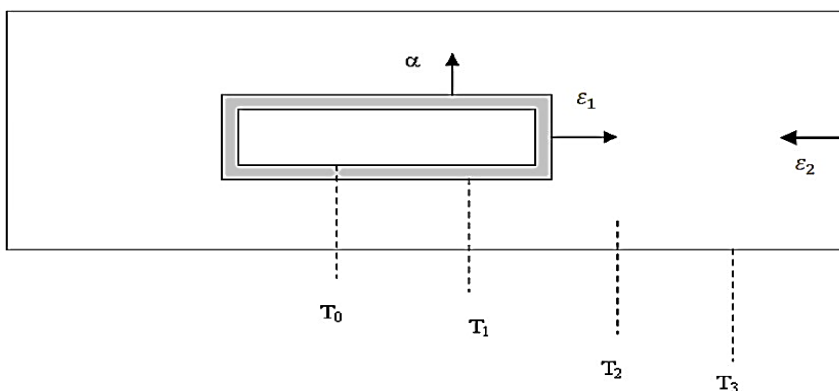
$$q' = 1540 \left[\frac{\text{J}}{\text{m}^2 \text{s K}^4} \right]$$

2. Во индустриска хала (*слика 1-21*) има печка изработена од валани челични лимови со коефициент на емисија 0.57 и вкупна површина 2.5 m². Надворешната површина на печката има температура 160°C, а околниот воздух и внатрешните ѕидови 15°C. Коефициентот на пренос на топлина од надворешна површина на печката до околниот воздух во халата е 13.13 [W/m²K].

Одреди:

а) Вкупен проток топлина (зрачење + радијација) од надворешната површина на печката.

б) Температура на внатрешната површина на печката ако дебелината на ѕидот од печката е 20 mm, со коефициент на топлинска спроводливост 50 [W/m²K].



Слика 1-21. Хала со печка

$$\varepsilon_1 = 0.57; \quad A = 2.5 [m^2]; \quad \alpha = 13.13 \left[\frac{W}{m^2 K} \right];$$

$$T_1 = 160[^\circ C] = 433[K]; \quad T_2 = T_3 = 15[^\circ C] = 288[K].$$

а) $\dot{Q}_{\text{вкупно}} = ?$

б) $\delta = 20 [mm]; \quad \lambda = 50 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]; \quad T_0 = ?$

а) $\dot{Q}_{\text{вк.}} = \dot{Q}_{\text{зрачање}} + \dot{Q}_{\text{конвекција}} \quad (1)$

Процесот на радијација (зрачање) се одвива од потопло кон поладно тело, во случајот од печката кон сидовите на халата.

$$\dot{Q}_{\text{зрачање}(13)} = qA = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_3}{100}\right)^4}{\frac{1}{C_{13}}} A_1; \quad (2) \quad \rightarrow \quad C_{13} = ?$$

$$A_1 \text{ печка} \ll A_3 \text{ околина} \quad \rightarrow \quad \varepsilon_{13} \sim \varepsilon_1 = 0.57$$

$$C_{13} = C_c \varepsilon_{13} = 5.67 * 0.57 = 3.23 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$$C_c = 5.67 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right] - \text{константа на апсолутно црно тело,}$$

$$(2): \dot{Q}_{\text{зрачање}(13)} = \frac{\left(\frac{433}{100}\right)^4 - \left(\frac{288}{100}\right)^4}{\frac{1}{3.23}} * 2.5 = 2240 [W]$$

$$\dot{Q}_{\text{конвекција}(12)} = A\alpha \Delta T = \alpha A_1 (T_1 - T_2) \quad (3)$$

$$(3): \dot{Q}_{\text{конвекција}(12)} = 13.13 * 2.5 * (160 - 15) = 4760 [W]$$

$$(1): \dot{Q}_{\text{вкупно}} = \dot{Q}_{\text{зрачање}(13)} + \dot{Q}_{\text{конвекција}(12)} = 2240 + 4760 = 7000 [W]$$

б) $T_0 = ?$

$$(1): 7000 [W] = \dot{Q}_{\text{вкупно}} = \dot{Q}_{\text{кондукција}(12)}$$

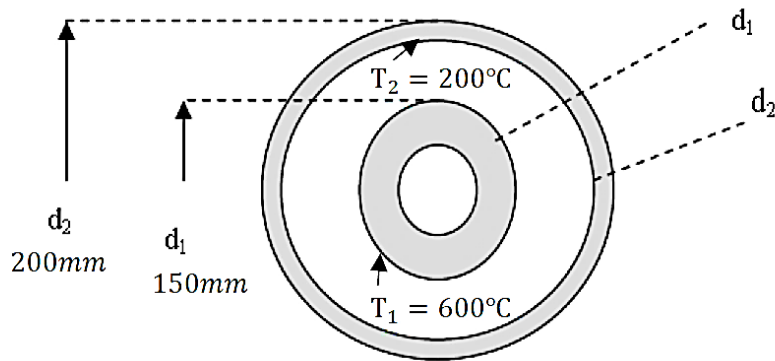
$$(1): 7000 = \frac{\delta}{\lambda} A_1 (T_0 - T_1) \quad (4)$$

$$\delta = 20 [mm]; \quad \lambda = 50 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]; \quad A = 2.5 [m^2];$$

$$T_1 = 160[^\circ\text{C}] = 433[\text{K}]$$

$$(4): T_0 = T_1 + \frac{Q_{\text{БК}}}{A} \frac{\delta}{\lambda} \rightarrow T_0 = 160 + \frac{7000}{2.5} * \frac{20 * 10^{-5}}{50} = 160.3[^\circ\text{C}]$$

3. Во простор помеѓу две концентрично поставени цевки од сребро (слика 1-22) е постигнат целосен вакуум. Температурата на надворешната површина на внатрешната цевка со надворешен дијаметар 150 mm е 600°C. Температура на внатрешната површина од надворешната цевка со внатрешен дијаметар 200 mm е 200°C. Емисијата на секоја од двете посребрени цевки е $\varepsilon = 0.05$. Одреди „еквивалент“ на топлинска спроводливост на материјал (λ), сметан на меѓуцевен простор, со непроменети температури и дијаметри на цевките, за постигнување на ист тоplotен флуks [W/m].



Слика 1-22. Концентрично поставени сребрени цевки

$$d_1 = 150 [\text{mm}] = 0.15[\text{m}] ; T_1 = 600[^\circ\text{C}] = 873[\text{K}]$$

$$d_2 = 200 [\text{mm}] = 0.2[\text{m}]; T_2 = 200[^\circ\text{C}] = 473[\text{K}]$$

$$\varepsilon = 0.05 \text{ (сребро)} \quad \lambda = ?$$

$$\dot{Q}_{\text{зрачање}} = \dot{Q}_{\text{кондукција}} \quad (1) \quad \text{во вакуум нема конвекција}$$

$$(1): d_1 \pi C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = \frac{2 \pi \lambda (T_1 - T_2)}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right]$$

$$(1): \lambda = \frac{d_1 C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \ln \frac{d_2}{d_1}}{2 (T_1 - T_2)} \left[\frac{W}{mK} \right] \quad (2)$$

За изразот (2) се познати вредностите:

$$d_1 = 0.15[m]; \quad T_1 = 873[K]; \quad d_2 = 0.15[m]; \quad T_2 = 473[K] \quad ; \rightarrow C_{12} = ?$$

$$C_{12} = C_C \varepsilon_{12} \quad (3); \quad \rightarrow \varepsilon_{12} = ?$$

$$C_C = 5.67 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right] - \text{константа на апсолутно црно тело};$$

$$\varepsilon_1 = \varepsilon_2 \text{ сребрена цевка};$$

$$A = \pi d L \text{ (за цевка)}$$

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{d_{min}}{d_{max}} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)}$$

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\frac{1}{0.05} + \frac{0.15}{0.2} \left(\frac{1}{0.05} - 1 \right)} \quad (4)$$

$$\varepsilon_{12} = 0.03 \quad (4)$$

$$(3): \quad C_{12} = C_C \varepsilon_{12} = 5.67 * 0.03 = 0.165 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

Со замена на добиените вредности од изразите (3) и (4) во изразот (2) се добива:

$$(2): \quad \lambda = \frac{0.15 * 0.165 \left[\left(\frac{873}{100} \right)^4 - \left(\frac{473}{100} \right)^4 \right] \ln \frac{0.2}{0.15}}{2 (873 - 473)} = 0.047 \left[\frac{W}{mK} \right].$$

4. Да се пресметаат топлотните загуби од зрачењето на челична цевка со дијаметар 70 mm и должина 3.6 m. Цевката е поставена во канал од тули со површина 3.6 m². Температурата на сидот од челичната цевка е 227°C, а температура на сидот на каналот е 27°C.

$$d_1 = 70[mm] = 0.07[m]; \quad L = 3.6[m]; \quad A_{max} = 3.6[m^2];$$

$$T_1 = 227[°C] = 500[K]; \quad T_2 = 27[°C] = 300[K]; \quad Q_{12} = ?$$

Пресметка на топлински флуks, односно разменета топлина со зрачење меѓу две површини, една во друга:

$$q = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{\frac{1}{C_{12}}} = C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right] \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right] \quad (1) \rightarrow C_{12} = ?$$

C_{12} – коефициент на меѓусебно зрачење, случај на покриено тело:

$$C_{12} = C_C \varepsilon_{12}; (2) = 5.67 \varepsilon_{12} \quad (2) \rightarrow \varepsilon_{12} = ?$$

$C_C = 5.67 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$ – константа на апсолутно црно тело;

$$\varepsilon_{12} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_{min}}{A_{max}} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (3)$$

Вредностите на емисиони коефициенти се отчитуваат во *табелата 8.3-6*:

$$\varepsilon_{1(\text{железо})} = 0.77; \quad \varepsilon_{2(\text{тули})} = 0.93$$

Површини кои разменуваат топлина со зрачење:

$$A_{min} = d \pi L = 0.07 * 3.14 * 3 = 0.66 [m^2]$$

Втора површина, дадена од условот:

$$A_{max} = 3.6 [m^2]$$

Со замена на вредностите во изразот (3):

$$(3): \varepsilon_{12} = \frac{1}{\frac{1}{0.93} + \frac{0.66}{3.6} \left(\frac{1}{0.93} - 1 \right)} = \frac{1}{1.3 + 0.18(1.08 - 1)} = 0.77$$

$$(2): C_{12} = 5.67 \varepsilon_{12} = 5.67 * 0.77 = 4.4 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$$(1): q = C_{12} \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \right] = 4.4 \left[\left(\frac{500}{100}\right)^4 - \left(\frac{300}{100}\right)^4 \right]$$

$$: q = 1.58 \left[\frac{kJ}{s} \right]$$

5. Железна шипка ($\rho = 7200 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$; $C_p = 0.5 \left[\frac{kJ}{kg K} \right]$; $\varepsilon = 0.78$) квадратна форма и димензија 15 x 15 x 30 cm се загрева во силикатна печка од тули од 290 K до 603 K. Температурата на внатрешната површина од печката е константна и изнесува 1373 K. Површината на шипката е многу помала споредено со површината на сидовите од печката. Игнорирајќи ја размената на топлината со конвекција, определи за колку време полугата ќе постигне температура од 603 K.

$$\rho = 7200 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad C_p = 0.5 \left[\frac{kJ}{kg K} \right]; \quad \varepsilon_{Fe} = 0.78;$$

$$a \times b \times c = 15 \times 15 \times 30 \text{ [cm]};$$

$$T_1 = 290 \text{ [K]}; \quad T_2 = 603 \text{ [K]}; \quad T_z = 1373 \text{ [K]};$$

$$\tau = ?$$

Количина на топлината што преминува со зрачање од печка на шипка:

$$m C_p d(T - T_1) = C_{12} \left[\left(\frac{T_z}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right] A dt \quad (1)$$

Со раздвојување на променливите, изразот (1) се трансформира:

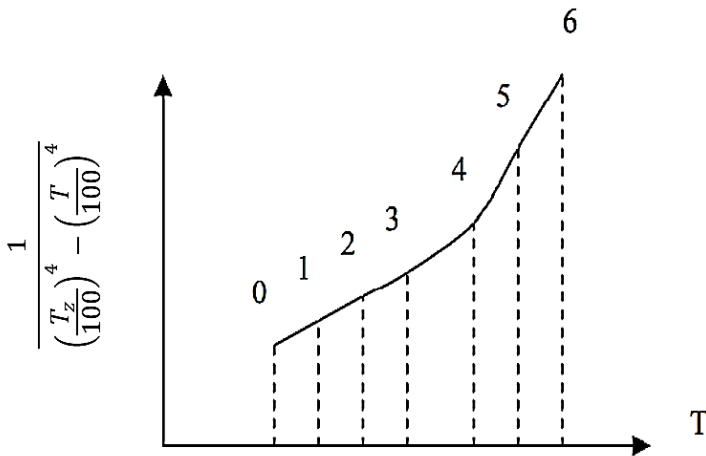
$$(1): \int_0^\tau dt = \frac{m C_p}{A C_{12}} \int_{T_1}^{T_2} \frac{d(T - T_1)}{\left[\left(\frac{T_z}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right]} \quad (1 - 1)$$

Добиениот интеграл (1-1) е сложен и се решава со графичка интеграција со правилото на трапез.

$$(1 - 1): \tau = \frac{m C_p}{A C_{12}} I \quad (1 - 2); \quad \rightarrow I = ?; \quad m = ?; \quad C_{12} = ?$$

$$I = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{\left[\left(\frac{T_z}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right]} \quad (1 - 3)$$

Приказ на графичко решение на интеграл (I):



Израз за решавање на интегралот (I) според **трапезно правило**:

$$I = \left(\frac{Y_n - Y_0}{n} \right) \left(\frac{f(Y_n) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + \dots + f(Y_{n-1}) \right) \quad (2)$$

Интегралот (I) со граници $[x_1, x_0]$ (во задачата граници се $[T_1, T_2]$) се дели на (n) еднакви делови со точки: $i = 0, 1, 2, \dots, n$. Во конкретниот случај поделен е на 6 еднакви сегменти-делови ($n=6$), а изразот (2) ја добива формата:

$$(2): I = \left(\frac{Y_6 - Y_0}{6} \right) \left(\frac{f(Y_6) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + f(Y_3) + f(Y_4) + f(Y_5) \right) \quad (2-1)$$

Табела 1-1. Вредности за пресметка на интеграл (I)

	0	1	2	3	4	5	6
$(Y) = T$	290	340	390	440	490	540	603
$f(Y_i) = \frac{1}{\left[\left(\frac{T_z = 1373}{100} \right)^4 - \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right]} * 10^{-5}$	2.820	2.825	2.832	2.844	2.860	2.883	2.923

Вредностите за $f(Y)$ и (Y) во интегралот (I) од изразот (2-1) се заменуваат од [табелата 1-1](#). Вредностите за температурата (T) во [табелата 1-1](#) се усвоени произволно (за еднакви 6 интервали). Интервалите се усвојуваат меѓу почетната температура $T=290[K]$ до крајната температура $T=603[K]$.

$$I = \left(\frac{603 - 290}{6} \right) \left(\frac{2.923 + 2.820}{2} + 2.825 + 2.832 + 2.844 + 2.860 + 2.883 \right) * 10^{-5}$$

$$(2-1): I = 8.93 * 10^{-3} [K^3 s]$$

$$m = \rho V = \rho a b c = 7200 * 0.015 * 0.015 * 0.03 = 48.6 [kg] \quad (3)$$

$$A_{\text{квадар}} = 2 (a b + a c + b c)$$

$$A_{\text{квадар}} = 2 (0.015 * 0.015 + 0.015 * 0.03 + 0.015 * 0.015)$$

$$A_{\text{квадар}} = 0.225 [m^2] \quad (4)$$

$$C_{12} = 5.67 \varepsilon_{12} \quad (5)$$

$$\varepsilon_{12} = \varepsilon = 0.8, \quad A_{\text{шипка}} \ll A_{\text{печка}}$$

$$(5): C_{12} = 5.67 * 0.8 = 4.4293 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right] \quad (5)$$

Со замена на добиените вредности од изразите (3), (4) и (5) во изразот (1-2) се добива бараното време:

$$(1 - 2): \tau = \frac{m C_p}{A C_{12}} * I = \frac{48.6 * 0.5}{0.225 * 4.42} * 8.93 * 10^{-3} = 218[s];$$

1.7. Најважни критериуми на сличност за конвективен пренос на топлина

1.7.1. Одредување коефициент на пренос на топлина

Пресметка за коефициент на пренос на топлина (α) е можно само ако се утврдат големините од кои зависи. Пресметката дава сложени равенки со бројни променливи и експоненти. Во пракса, најчесто се користат поедноставни емпириски равенки, но проблем при пресметките претставува преносот на топлина кој може да е:

1. Пренос на топлина од флуид, со турбулентно движење во внатрешноста на цевката со кружен пресек, до сидот на цевката и обратно.
2. Пренос на топлина со принудна конвекција од флуид, што тече надвор од цевката, до сидот на таа цевка и обратно.

3. Пренос на топлина од цврста површина до флуид загреана со природна конвекција.
4. Пренос на топлина од кондензирана пара до цврста површина за ладење.
5. Пренос на топлина од загреана цврста површина до течност што врие.

1.7.2. Принудна конвекција (1 и 2)

Принудна конвекција е движење на топлината од цврста површина до околн флуид (или обратно), а флуидот е во состојба на макроскопско движење. Тоа значи, движењето на флуидот е условено од разликата на густини на слоевите од флуидот, но и од надворешната механичка сила (вентилатор, пумпа ...). Општ облик на критеријална равенка за ваков случај проток е:

$$Nu = C Re^m Pr^n Gr^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (1-35)$$

Сите коефициенти од изразот (1-35) се дадени во *табелата 8.4.2-1 (в.Прилози)*.

Во изразот (1-35), (Pr_z) и термофизичките константи (C_p, ρ, μ) се одредуваат на температура на цврстата површина (T_z) , односно на температура на сид. Во изразот (1-35), (Pr_f) се однесува на температура на флуид (T_f) .

1.7.3. Природна конвекција

Природната конвекција е движење на топлината од цврста површина до околн флуид (или обратно), кога флуидот е во состојба на привиден мир. Тоа значи дека движењето на флуидот не е условено од надворешна механичка сила (пумпа, вентилатор ...), туку само од разлика на густини (температура) во слоевите на флуидот. Пресметките според критериумот на Грашоф се релевантни за случаи кога не е можно да се измери брзината на протокот на флуидот (W) кај природната конвекција, кога движењето е само резултат на

температурната разлика. Општ облик на критеријална равенка за ваков случај на пренос на топлина се:

$$Nu = C (Gr Pr)^n \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (1-36) \quad \text{или}$$

$$Nu = a (Gr Pr)^m \quad (1-36-1)$$

Сите коефициенти од изразот (1-36) се дадени во *табелата 8.4.1-1 и табелата 8.4.1-2 (в. прилози)*.

Нуселтов критериум: Интензитет на пренос на топлина на граница меѓу флуид и сид на уред:

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \quad (1-37)$$

Прандалов критериум: Однос на вискозитет и термичка дифузија на агенс за пренос на топлина:

$$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda} = \frac{\nu}{a} \quad (1-38); \quad \text{каде} \quad a = \frac{\lambda}{C_p} \left[\frac{m^2}{s} \right]$$

Прандал зависи само од атомичноста на гасовите. За пресметка на *Pr*-бројот на гасови се препорачуваат следниве приближни вредности:

- моноатомски гасови: ($Pr = 0.67$);
- диатомски гасови: ($Pr = 0.47$);
- триатомски гасови: ($Pr = 0.80$);
- тетраатомски и полиатомски гасови: ($Pr = 1$).

Рејнолдсов критериум: Однос на сила на инерција и сила на триење внатре во флуидот:

$$Re = \frac{Wd\rho}{\mu} = \frac{Wd}{\nu} \quad (1-39)$$

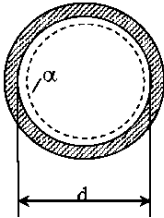
Грашов критериум: Однос на сили на триење, инерција и разлика во густина:

$$Gr = Ga \beta \Delta T = \frac{gd^3}{\nu^2} \beta \Delta T = \frac{gd^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T \quad (1-40)$$

$\beta [K^{-1}]$, –коефициент на волуменска експанзија на флуид, *табела 8.4.2-6 или табела 8.4.2-7.*

1.7-2-1. Принудна конвекција

1. Воздух на притисок 101 325 Pa тече низ цевка, *слика 1-23*, со внатрешен дијаметар 23 mm, брзина 10 m/s и се загрева од 0°C на 120°C. За воздухот да се определи коефициентот на пренос на топлина.



$$d = 23 [mm] = 0.023 [m]; \quad W = 10 \left[\frac{m}{s} \right]$$

$$T_1 = 0 [^{\circ}C]; \quad T_2 = 120 [^{\circ}C]; \quad P = 101\,325 [Pa]$$

$$\alpha = ?$$

Слика 1-23

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (1)$$

$Nu = ? \rightarrow$ Критеријална равенка $= ? \rightarrow Re = ?$

$$Re = \frac{Wd\rho}{\mu} \quad (2)$$

За воздух на:

$$T_{sr} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{0 + 120}{2} = 60 [^{\circ}C]$$

Отчитани од Прилози, *табела 2-1*, за воздух на $T_{sr} = 60 [^{\circ}C]$:

$$\mu = 20.08 * 10^{-6} [Pa s]; \quad \rho = 1.059 \left[\frac{kg}{m^3} \right];$$

$$(2): Re = \frac{Wd\rho}{\mu} = \frac{10 * 0.023 * 1.059}{20.08 * 10^{-6}} = 11842.57 = 1.18 * 10^4$$

Облик на критеријална равенка:

$$Nu = C Re^m Pr^n Gr^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (3)$$

Од прилози, *табела 8.4.2-1* се отчитува:

Режим на движење	C	M	N	P	Граница на примена
Турбулентен	0.021	0.8	0.43	0	$10^4 < Re < 5 \cdot 10^6$

$$(3): Nu = C Re^m Pr^n = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \quad (3 - 1) \rightarrow Pr = ?$$

Последниот член $\left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25}$ од изразот (3) не е вклучен во пресметките бидејќи воздухот е невискозен флуид - гас. За вискозни флуиди, за поедноставување на пресметките, некои автори, наместо критериум на (Pr) даден со изразот $\left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25}$ користат само израз за вискозитет $\left(\frac{\mu_f}{\mu_z} \right)^{0.25}$. Во критериумот на (Pr) другите физички параметри (Cp, λ) обично не се менуваат значително со температурата во потесен температурен интервал.

Топлинските карактеристики се отчитани за (T_{sr}) од *табелата 8.2-1*:

$$Cp = 1007 \left[\frac{J}{kg K} \right]; \quad \lambda = 0.02808 \left[\frac{W}{m K} \right]$$

$$Pr = \frac{\mu Cp}{\lambda} = \frac{20.08 \cdot 10^{-6} \cdot 1007}{0.02808} = 0.72 \quad (4)$$

$$(1): \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} = 0.021 \cdot 11842.57^{0.8} \cdot 0.72^{0.43}$$

$$\alpha = 43.43 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

2. Двојно цевен топлински изменувач претставува сет од концентрични цевки. Еден флуид поминува низ малата цевка, а другиот низ торусот. Топлинскиот изменувач има внатрешна цевка со надворешен пречник 2 cm, и надворешна цевка со внатрешен пречник 5 cm, а водата минува низ торусот со брзина 1.3 m/s. Водата ја лади органската течност што поминува во централната цевка со температурна промена од 16°C до 28°C. Да се пресмета коефициентот на пренос на топлина на водата, усвојувајќи дека топлинскиот

изменувач е потполно изолиран и температурата на сидот од внатрешната страна на торусот е 30 °C.

$$W = 1.3 \left[\frac{m}{s} \right]; \quad T_{21} = 16[^\circ C]; \quad T_{22} = 28[^\circ C]; \quad T_z = 30[^\circ C];$$

$$d = 2[cm] = 0.02[m]; \quad D = 5[cm] = 0.05[m].$$

$$\alpha = ?$$

$$Nu = \frac{d\alpha}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (1)$$

$Nu = ? \rightarrow$ Критеријална равенка $= ? \rightarrow Re = ?$

$$Re = \frac{W d_e \rho}{\mu} \quad (2) \rightarrow d_e = ?$$

За изменувач цевка во цевка (концентрични цевки), кога флуид минува низ торусот, дијаметарот се пресметува:

$$d_e = 4 \frac{A}{O} = 4 \frac{\frac{\pi}{4}(D^2 - d^2)}{\pi(D + d)} = 4 \frac{\frac{\pi}{4}(D + d)(D - d)}{\pi(D + d)} = D - d$$

$$d_e = 0.05 - 0.02 = 0.03 [m]$$

За вода:

$$T_{sr} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{16 + 28}{2} = 22[^\circ C]$$

Отчитан вискозитет од Прилози номограм **B.1.** или отчитана густина и вискозитет од *табелата 2-1.*

$$\mu = 0.9759 * 10^{-3} [Pa s]; \quad \rho = 997.2 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

$$(2): Re = \frac{W d_e \rho}{\mu} = \frac{997.2 * 0.03 * 1.3}{0.978 * 10^{-3}} = 40600 = 4.06 * 10^4 > 2300$$

Re -турбулентен режим

Критеријална равенка во општ случај:

$$Nu = c Re^m Pr_f^n Gr_f^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (3)$$

$$\text{За } 10^4 < Re < 5 * 10^6$$

Се отчитува од *табелата 8.4.2-1*:

Режим на движење	C	M	N	P	Граница на примена
Турбулентен	0.021	0.8	0.43	0	$10^4 < Re < 5 \cdot 10^6$

$$(3): Nu = 0.021 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.43} Gr_f^0 \left(\frac{Pr_f}{Pr_z}\right)^{0.25}$$

$$Nu = 0.021 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_z}\right)^{0.25}$$

За вода на $T=22[^\circ\text{C}]$ отчитано од *табелата 8.2-3*:

$$C_p = 4.185 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kgK}}\right] = 4.185 \cdot 10^3 = 4185 \left[\frac{\text{J}}{\text{kgK}}\right]; \quad \lambda = 0.6 \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}}\right]$$

$$Pr_f = \frac{\mu C_p}{\lambda} = \frac{0.9579 \cdot 10^{-3} \cdot 4.185 \cdot 10^3}{0.6} = 6.68$$

За вода отчитано од *табелата 8.2-4*:

$$Pr_{f,T=22} \approx 7.02; \quad Pr_{z,T=30} = 5.42$$

$$(3): Nu = 0.021 (40600)^{0.8} (6.68)^{0.43} \left(\frac{7.02}{5.42}\right)^{0.25}$$

$$Nu = 0.021 (40600)^{0.8} (6.68)^{0.43} (1.3)^{0.25}$$

За невискозни течности како вода, заради поедноставни пресметки, $\left(\frac{Pr_f}{Pr_z}\right)^{0.25}$ се занемарува:

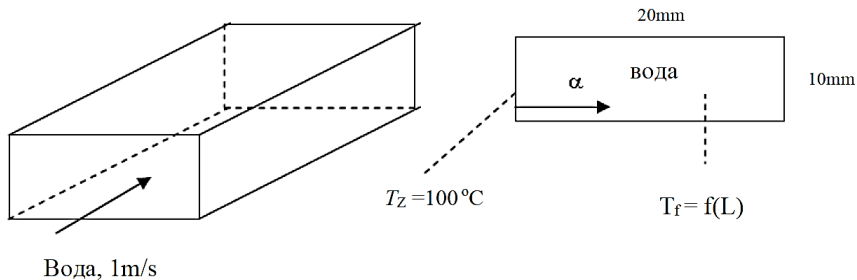
$$\left(\frac{Pr_f}{Pr_z}\right)^{0.25} = \left(\frac{7.02}{5.42}\right)^{0.25} = (1.3)^{0.25} = 1.067 \sim 1$$

$$Nu = 0.021 \cdot 4862.06 \cdot 2.26 = 230.75$$

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d_e} = 230.75 \frac{0.6}{0.03} = 4615 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}\right]$$

3. Низ канал со правоаголен пресек, *слика 1-24*, со внатрешни страни 10 mm и 20 mm, тече вода со брзина 1 m/s. Температурата на водата на влезот од каналот е 10°C , а на излезот 70°C . Температурата на сидовите на каналот е $100^\circ\text{C} = \text{const}$. Одреди:

- а) проток на топлина од ѕидовите на каналот до водата (kW);
 б) должина на канал.



Слика 1-24. Правоаголен канал низ кој струи вода

$$a = 10 \text{ [mm]}; \quad b = 20 \text{ [mm]}; \quad W = 1 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right];$$

$$T_{21} = T_{w1} = 10 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{22} = T_{w2} = 70 \text{ [}^\circ\text{C]};$$

$$T_{11} = T_{12} = T_z = 100 \text{ [}^\circ\text{C]} = \text{const};$$

$$Q = ? ; \quad L = ?$$

Количество топлина на вода:

$$Q = m C_w (T_{21} - T_{22}) \quad (1) \quad \rightarrow \quad m_w = ?$$

Физичките параметри за водата се определуваат на средна температура на вода:

$$T_{sr} = \frac{T_{21} + T_{22}}{2} = \frac{10 + 70}{2} = \frac{80}{2} = 40 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

отчитано на $T = 40 \text{ [}^\circ\text{C]}$, табела 8.2 – 4:

$$\rho_w = \rho_f = 992.2 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]; \quad C_w = C_{p_f} = 4.18 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; \quad m_w = ?$$

$$\rho_w = \frac{m}{V} \quad (2)$$

$$(2): \quad m_w = \rho_w V_{\text{правоаголник}} = \rho_w B H = \rho_w a b W \quad (2 - 1)$$

$$(2 - 1): m_w = 992.2 * 10 * 10^{-3} * 20 * 10^{-3} * 1 = 0.2 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right]$$

$$(1): Q = m C_w (T_{w1} - T_{w2}) = 0.2 * 4.18(70 - 10) = 49.7 [kW] \quad (1)$$

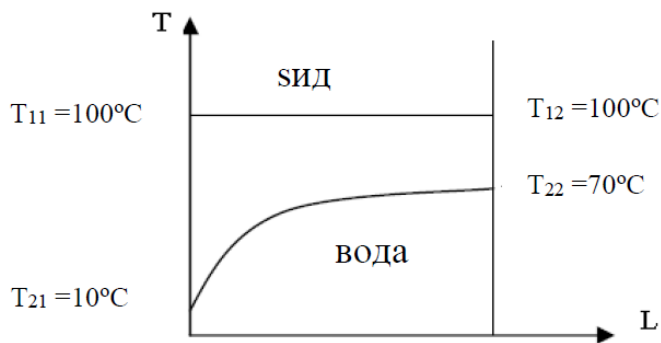
$$б) L = ?$$

Топлина што преминува од флуид:

$$Q = \alpha A \Delta T_{sr} = \alpha (2a + 2b)L \Delta T_{sr} \quad (3)$$

$$\Delta T_{sr} = ?; d_{ek} = ?; \alpha = ?$$

$$(4): \Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}}$$



Температурата на сид е константна, $T_z = const \rightarrow T_{11} = T_{12}$ и пресметката на ΔT_{max} и ΔT_{min} може да се прави како изменувачот да работи истонасочно, или двонасочно затоа што се добива иста вредност за ΔT_{sr} .

$$\Delta T_{max} = T_{11} - T_{21} = 100 - 10 = 90[^\circ C];$$

$$\Delta T_{min} = T_{12} - T_{22} = 100 - 70 = 30[^\circ C]$$

$$(4): \Delta T_{sr} = \frac{90 - 30}{\ln \frac{90}{30}} = 56.4[^\circ C]$$

$$\alpha = ?; \quad Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (5)$$

$$Nu = C Re^m Pr^n Gr^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (6) \rightarrow Re = ?$$

За изборот на критеријална равенка за принудна конвекција, според изразот (6), потребен е $Re = ?$

$$Re = \frac{W d_e \rho}{\mu} \quad (7); \quad \rightarrow \quad d_e = ?; \quad \rho = ?; \quad \mu = ?$$

Според *сликата 1-24*, еквивалентен дијаметар:

$$d_e = 4 \frac{A}{O} = 4 \frac{a b}{2(a + b)} = 4 \frac{0.01 * 0.02}{2(0.01 + 0.02)} = 13.3[m] \quad (8)$$

Потребните физичките параметри за флуидот (вода) на погоре пресметаната средна температура:

За вода на $T=40[^\circ\text{C}]$ од *табелата 8.2-4*, отчитани:

$$\rho = 992.2 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]; \quad \mu = 657 * 10^{-6} [\text{Pa s}]; \quad \lambda = 63.4 * 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{m K}} \right];$$

$$C_p = 4.176 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]$$

Со замена на отчитаните вредности и изразот (8) во изразот (7) се добива:

$$(7): Re = \frac{W d_e \rho}{\mu} = \frac{1 * 13.33 * 992.2}{657 * 10^{-6}} = 2 * 10^4$$

$$Re = 2 * 10^4 > 2300 \text{ турбулентен режим}$$

Од *табелата 8.4.2-1* за:

$$Re = 2 * 10^4 \text{ (турбулентно подрачје)} \rightarrow 10^4 < Re < 5 * 10^6$$

$$\text{Отчитано: } C = 0.021; \quad m = 0.8; \quad n = 0.43; \quad p = 0$$

$$(6): Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} Gr^0 \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25}$$

$$Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (6 - 1)$$

$$T_{sr_f} = 40[^\circ\text{C}]: \quad Pr_f = \frac{\mu C_p}{\lambda} = \frac{653.3 * 10^{-6} * 4.174 * 10^3}{63.3 * 10^{-2}} = 4.31$$

За вода на $T=100\text{ }^\circ\text{C}$ од *табелата 8.2-4* се отчитани:

$$C_p = 4.23 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right] = 4.23 * 10^3 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg K}} \right]; \quad \mu = 282 * 10^{-6} [\text{Pa s}];$$

$$\lambda = 68.3 * 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{m K}} \right]$$

$$T_{sr_z} = 100^\circ\text{C} : Pr_z = \frac{\mu C_p}{\lambda} = \frac{282 * 10^{-6} * 4.23 * 10^3}{68.3 * 10^{-2}} = 1.75$$

Со замена на добиените вредности во изразот (6-1) се добива:

$$(6 - 1): Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25}$$

$$Nu = 0.021 (2 * 10^4)^{0.8} 4.31^{0.43} \left(\frac{4.31}{3.27} \right)^{0.25}$$

$$Nu = 136.1$$

$$(5): \alpha = Nu \frac{\lambda}{d_e} = 136 \frac{63.5 * 10^{-2}}{13.3 * 10^{-3}} = 6483.4 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

$$(3): L = \frac{Q}{\alpha (2a + 2b) \Delta T_{sr}} = \frac{49.7}{6.4834 * 54.6 * 2 * (0.01 + 0.02)}$$

$$L = 2.34[m] \quad (2)$$

Доколку односот $\frac{L}{d_e} < 50$, добиената должина треба да се коригира според *табелата 8.4.2-4*:

$$\frac{L}{d_e} < 50 \quad \rightarrow \quad \frac{2.34}{13.3 * 10^{-3}} = 175.5 > 50$$

нема потреба од корекција.

4. Низ цевен разменуваач на топлина тече нечист раствор на CaCl_2 со карактеристики: коефициент на топлинска спроводливост 0.47 J/msK ; густина 1280 kg/m^3 ; специфична топлина 2930 J/kgK и вискозитет $1.6 * 10^{-3} \text{ Pa s}$. Цевките се челични со коефициент на топлинска спроводливост 60 J/msK . Разменуваачот на топлина се загрева со пара со коефициент на пренос на топлина од страна на парата $8000 \text{ J/m}^2\text{sK}$. Колкав е вкупниот коефициент на пренос на топлина во новиот изменуваач, односно по 30 дена кога слојот од наслага во цевката е дебел 2 mm , со коефициент на топлинска спроводливост 0.86 J/msK . Дијаметар на цевката е $25 \times 2.5 \text{ mm}$, а брзината на движење на растворот на CaCl_2 е 0.9 m/s .

$$\text{CaCl}_2: \lambda = 0.47 \left[\frac{J}{msK} \right]; \rho = 1280 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; C_p = 2930 \left[\frac{J}{kg K} \right];$$

$$\lambda_{\text{цевка}} = 60 \left[\frac{J}{msK} \right]; \alpha_2 = 8000 \left[\frac{J}{m^2 sK} \right]; \delta = 2[mm] = 0.002[m];$$

$$\lambda_{\text{слој}} = 0.86 \left[\frac{J}{m s K} \right]; \mu = 1.6 \cdot 10^{-3} [Pa s];$$

$$W = 0.9 \left[\frac{m}{s} \right]; d = 25 \times 2.5 [mm]; K = ?$$

Вкупен коефициент на пренос на топлината на разменувач на топлина:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (1)$$

α_1 – пара; α_2 – раствор;

$$\alpha_2 = ?$$

$$Nu = \frac{d\alpha}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (2)$$

$$Nu = ? \rightarrow \text{Критеријална равенка} = ? \rightarrow Re = ?$$

$$Re = \frac{W d \rho}{\mu} \quad (3) \rightarrow d = ?;$$

$$d_{\text{вн.цевка}} = 25 - 2 * 2.5 = 20 [mm] = 0.02 [m] \quad (3 - 1)$$

$$(3 - 1) \rightarrow (3): Re = \frac{0.02 * 0.9 * 1280}{1.6 * 10^{-3}} = 14\,440 = 1.444 * 10^4 > 2300$$

Re – турбулентен режим.

Критеријална равенка во општ случај:

$$Nu = c Re^m Pr_f^n Gr_f^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (4)$$

$$(3): Re = 1.444 * 10^4$$

Се отчитува од *табелата 8.4.2-1*:

Режим на движење	С	m	N	P	Граница на примена
Турбулентен	0.021	0.8	0.43	0	$10^4 < Re < 5 * 10^6$

$$(4): Nu = 0.021 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.43} Gr_f^0 \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25}$$

$$Pr_f = \frac{\mu C_p}{\lambda} = \frac{1.6 * 10^{-3} * 2930}{0.47} = 9.97$$

За вода и водени раствори $\left(\frac{Pr_f}{Pr_z}\right)^{0.25} \approx 1$, а изразот (4) е:

$$(4): Nu = 0.021 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.43} = 0.021 (14\,440)^{0.8} (9.97)^{0.43}$$

$$Nu = 0.021 * 2122 * 2.51$$

$$Nu = 111.85$$

$$(2): \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = 111.85 \frac{0.47}{0.2} = 2879 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

$$(1): K = \frac{1}{\frac{1}{8000} + \frac{2.5 * 10^{-3}}{60} + \frac{1}{2879}} = 1945 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Вкупниот коефициент на пренос на топлина по 30 дена од работење на разменуваот:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{сид}} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{насл.}} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (1)$$

α_1 – пара; α_2 – раствор кога има наслага во цевката;

$\alpha_2' = ?$

$$Nu' = \frac{d\alpha}{\lambda} \rightarrow \alpha' = Nu \frac{\lambda}{d'} \quad (2)$$

$Nu = ? \rightarrow$ Критеријална равенка $= ? \rightarrow Re' = ?$

$$Re' = \frac{W d' \rho}{\mu} \quad (3)$$

$$d'_{\text{вн.цевка}} = 25 - 2 * 2.5 - 2 * 2 = 16 [mm] = 0.016 [m]$$

$$(3): Re' = \frac{0.016 * 0.9 * 1280}{1.6 * 10^{-3}} = 11520 = 1.152 * 10^4 > 2300$$

Re -турбулентен режим.

Критеријалната равенка во општ случај е:

$$Nu = c Re^m Pr_f^n Gr_f^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z}\right)^{0.25} \quad (4)$$

За $Re' = 1.152 * 10^4$

Се отчитува од *табела 8.4.2-1*:

Режим на движење	С	М	Н	Р	Граница на примена
Турбулентен	0.021	0.8	0.43	0	$10^4 < Re < 5 \cdot 10^6$

$$(4): Nu' = 0.021 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.43} Gr_f^0 \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25}$$

$$(4): Nu' = 0.021 (Re')^{0.8} (Pr)^{0.43} = 0.021 (11520)^{0.8} (9.97)^{0.43}$$

$$(4): Nu' = 0.021 \cdot 1775 \cdot 2.51 = 93.56$$

$$(2): \alpha' = Nu \frac{\lambda}{d} = 93.56 \frac{0.47}{0.16} = 3010 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

$$(1): K' = \frac{1}{\frac{1}{8000} + \frac{2.5 \cdot 10^{-3}}{60} + \frac{2 \cdot 10^{-3}}{0.86} + \frac{1}{3010}} = 354 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Наталожениот слој драстично го намалува вкупниот коефициент на пренос на топлина:

$$\frac{K - K'}{K} \cdot 100 = \frac{1945 - 354}{1945} \cdot 100 = 81.2\%$$

***Често пати, заради поедноставни пресметки, наместо односот (Pr_f/Pr_z) , се зема односот од вискозитет на флуид на средната температура и вискозитет на флуид на температура на сид (μ_f/μ_z) . За невискозни флуиди (вода, воздух, гасови) овој однос некои автори воопшто не го вклучуваат во пресметките, заради поедноставување. Бидејќи за турбулентен режим критериумот на Грашов е $(Gr=1)$, изразот за Нуселтов критериум се упростува со изразот:**

$$Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{\mu_f}{\mu_z} \right)^{0.25} \quad \text{или} \quad Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43}$$

1.7-3-1. Природна слободна конвекција

1. Домашен бојлер, *слика 1-25*, термостатиран на 80°C е со дијаметар 500/450 mm и висина 1.5 m. Бојлерот е поставен вертикално во

просторија со температура на воздух од 20°C. Ако температурата на надворешната површина на сидот на бојлерот е 40°C, да се утврдат:

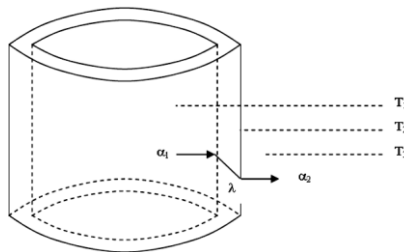
- а) Топлинските загуби на бојлерот.
- б) Коефициентот на пренос на топлината од водата кон амбиенталниот воздух.
- в) Процентното намалување на коефициентот на пренос на топлината што се јавува по одредено време поради таложење на варовникот на внатрешната површина на сидот од бојлерот, ако температурата на надворешната површина на сидот на бојлерот е 36°C.

Да се земе дека коефициентите на пренос на топлината од двете страни на бојлерот остануваат постојани и да се занемари размената на топлината на дното и капакот од бојлерот.

$$D = \frac{500[\text{mm}]}{400[\text{mm}]}; \quad H = 1.5 [\text{m}]; \quad \delta = 500 - 450 = 50 [\text{mm}];$$

$$T_0 = 20[^\circ\text{C}] = 293[\text{K}]; \quad T = 80[^\circ\text{C}] = 353[\text{K}]; \quad T_z = 40[^\circ\text{C}] = 313[\text{K}];$$

$$Q_z = ?; \quad \alpha_2 = ?; \quad \alpha_1, \alpha_2 = \text{const.}$$



Слика 1-25. Домашен бојлер

Топлината се движи со **слободна конвекција**:

$$\alpha_2 = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (1)$$

$$\alpha_2 = ? \rightarrow Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \quad (2)$$

$$Nu = C (Gr Pr)^n \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (2 - 1) \rightarrow Gr = ?; \quad C = ?; \quad Pr_f = ?; \quad Pr_z = ?$$

$$Gr = Ga \beta \Delta t = \frac{gd^3}{\nu^2} \beta \Delta T = \frac{gd^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T \quad (3)$$

Вредностите за термофизички константи за флуид во контакт со сид се читаат од прилозите во соодветните табели за средна вредност на температура на флуид. Бидејќи е дадена само една температура на амбиентален воздух, $T=20^\circ\text{C}$, таа ќе биде земена како средна температура. Се отчитуваат физичките параметри за воздухот: топлинската спроводливост (λ), густината (ρ), вискозитетот (μ) или кинематскиот вискозитет $\nu = \frac{\mu}{\rho}$ на температура $T_f = 20^\circ\text{C} = 293\text{K}$.

Вредноста на коефициентот за топлотно волуменско ширење на гасот за дадена температура се пресметува од изразот (4):

$$(4): \beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{293} = 3.41 * 10^{-3} \left[\frac{1}{\text{K}} \right];$$

За воздух на 20°C , отчитано од *табелата 8.2-2*:

$$\nu = 15.16 * 10^{-6} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]; \quad \lambda = 2.514 * 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}} \right]$$

Со замена во изразот (3):

$$(3): Gr = \frac{gd^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T = \frac{gH^3}{\nu^2} \beta (T_2 - T_3)$$

$$Gr = \frac{9.81 * 1.5^3}{(15.16 * 10^{-6})^2} 3.41 * 10^{-3} (40 - 20) = 9.96 * 10^9$$

Бидејќи преносот на топлината е само по вертикален сид (услов), наместо дијаметарот во изразот (2) се користи висината, а двете непознати $Pr_f = ?$ $Pr_2 = ?$ се определуваат од изразот (5):

$$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda} = \frac{\nu}{a} \quad (5)$$

За пресметка на (Pr_2), термофизичките константи (C_p , μ , λ) се отчитани на температура на цврстата површина (T_2), а за критериумот (Pr_f) константите (C_p , μ , λ) се отчитани за температура на флуид (T_f) од *табелата 8.2-2* (за воздух):

$$T_f = 20[^\circ\text{C}]: C_p = 1007 \left[\frac{\text{J}}{\text{K kg}} \right]; \quad \mu = 1.825 * 10^{-6} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m s}} \right];$$

$$\lambda = 0.02514 \left[\frac{Wm}{K} \right];$$

$$T_z = 40[^\circ C]: \quad C_p = 1007 \left[\frac{J}{kg K} \right]; \quad \mu = 1.981 * 10^{-6} \left[\frac{kg}{m s} \right];$$

$$\lambda = 0.02662 \left[\frac{Wm}{K} \right].$$

Според изразот (5) пресметаните вредности се:

$$T_f = 20^\circ C \rightarrow (5): Pr_f = \frac{1.825 * 10^{-6} * 1007}{0.02514} = 0.7309$$

$$T_z = 40^\circ C \rightarrow (5): Pr_z = \frac{1.981 * 10^{-6} * 1007}{0.02662} = 0.725$$

Вредностите за критериумот на Прандал за дадена температура може да се отчитаат од *табелата 8.2-2*, но само ако за таа температура има вредности во табелата.

На температура на флуид $T_f = 20[^\circ C]$ пресметано е:

$$T_f = 20^\circ C \rightarrow Pr Gr = 9.96 * 10^9 > 10^9 - \text{турбулентен проток на течност во граничен слој}$$

Константите (C) и (n) од изразот (2-1), се отчитани од:

Табела 8.4.1-1.

Рамни плочи, вертикална цевка (премин од надворешната страна на цевката)	0.76 0.15	0.25 0.33	$10^3 < Gr, Pr < 10^9$ $10^9 < Gr, Pr$
---	----------------------	----------------------	--

$$C = 0.15 \quad n = 0.33$$

$$(2): Nu = 0.15 (9.96 * 10^9)^{0.33} \left(\frac{0.703}{0.699} \right)^{0.25} = 266.44$$

Пресметка на коефициентот на пренос на топлина (α) според изразот (1):

$$(1) \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = Nu \frac{\lambda}{H} = 266.44 \frac{2.59 * 10^{-2}}{1.5} = 4.6 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Во изразот (1), наместо дијаметар, се користи висина, од горе наведените причини. Бараните топлотни загуби се:

$$Q = d_s \pi \alpha_2 (T_2 - T_3) H = 0.5 * \pi * 4.6 * (40 - 20) * 1.5$$

$$Q = 216.77 [W] \quad (6)$$

б. $K = ?$ – коефициентот на пренос на топлина од вода кон амбиентален воздух, *слика 1-25*.

$$(7): Q = K(T_1 - T_3)H \rightarrow K = \frac{Q}{(T_1 - T_3)H} = \frac{216.77}{(80 - 20)1.5} = 2.41 \left[\frac{W}{mK} \right]$$

с) $T_2' = 36[^\circ C]$. Процентуално намалување на коефициентот на пренос на топлина.

% $K = ?$

Ако се наталожи каменец, новата температура на сид е $T_2' = 36^\circ C$.

Топлотните загуби од T_2' до температура на околината T_3 , според изразот (6) се:

$$(6): Q' = \alpha_2 \pi d_s H (T_2' - T_3) = 4.6 * 3.14 * 0.5 * 1.5(36 - 20)$$

$$Q' = 173.4 [W]$$

Вкупно пренесена топлина од вода преку сид со каменец до околина, изразот (7):

$$(7'): K' = \frac{Q'}{(T_1 - T_3)H} = \frac{173.42}{(80 - 20)1.5} = 1.93 \left[\frac{W}{mK} \right]$$

$$K: 100 = (K - K'): x \quad (8)$$

$$(8): x = \left(1 - \frac{K'}{K} \right) 100 = \left(1 - \frac{1.93}{2.41} \right) = 20\%$$

($K - K'$) - намалување на коефициентот [%].

односот $\frac{K'}{K} = \frac{Q'}{Q} = 0.8$ е ист.

2.Тенка плоча со висина 0.2 m и ширина 0.5 m, потопена е вертикално, во голем резервоар со вода на температура од $20^\circ C$. Одреди ја моќноста на грејачот вграден во плочата, потребна за одржување на температурата на нејзината површина на сидот од $60^\circ C$.

$$H = 0.2 [m]; \quad a = 0.5 [m]; \quad T_w = 20[^\circ C]; \quad T_z = 60[^\circ C]; \quad Q = ?$$

Топлина пренесена од плочата низ водата, со цел одржување константна температура на сидот:

$$Q = \alpha A (T_z - T_f) \quad (1)$$

Површина на плочата во која се наоѓа грејач што предава топлина на водата:

$$A = 2 a H \quad (2)$$

За пресметка на површината во изразот (2) се множи со (2), затоа што плочата со вграден грејач предава топлина од нејзините две страни. Со замена на изразот (2) во изразот (1) се добива:

$$(2) \rightarrow (1): Q = \alpha 2 a H (T_z - T_f) \quad (1 - 1) \rightarrow Q = ?; \alpha = ?$$

$$\alpha = ? \rightarrow Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (3)$$

За слободна конвекција критериумот на Нуселт е:

$$Nu = C (Gr Pr)^n \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (4) \rightarrow Gr = ?; C = ?; Pr_f = ?; Pr_z = ?$$

$$Gr = Ga \beta \Delta t = \frac{g d^3}{\nu^2} \beta \Delta T = \frac{g d^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T \quad (5)$$

Се отчитуваат физички параметри за вода на температура од 20°C од *Прилози, табела 8.2-4*: коефициент на топлотно волуменско ширење (β), топлинска спроводливост (λ), густина (ρ), динамички вискозитет (μ) или само кинематски вискозитет $\nu = \frac{\mu}{\rho}$

Отчитаните вредности од *табелата 8.2-4* на $T = 20^\circ\text{C}$ се:

$$\beta = 1.82 * 10^{-4} \left[\frac{\text{J}}{\text{K}} \right]; \quad \nu = 1.01 * 10^{-6} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]; \quad \lambda = 59.9 * 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{mK}} \right]$$

Со замена во изразот (5), каде што ($d = H$):

$$(5): Gr = \frac{g d^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T = \frac{g H^3}{\nu^2} \beta (T_z - T_w)$$

$$Gr = \frac{9.81 * 0.2^3}{(1.01 * 10^{-6})^2} 1.82 * 10^{-4} (60 - 20)$$

$$(5): Gr = 5.65 * 10^8$$

Пренос на топлина има само по вертикален ѕид (услов), затоа, наместо дијаметар, во изразот (3) се користи висина (H) (односно должина (L) на плоча).

Определување на $Pr_z = ?$; $Pr_w = ?$

За вода, на дадените температури, отчитани од *табелата 8.2 – 4*:

$$T_z = 60 [^{\circ}\text{C}] \rightarrow Pr_z = 2.98;$$

$$T_w = 20 [^{\circ}\text{C}] \rightarrow Pr_w = 7.02$$

За определување на константи (C) и (n) од *табелата 8.4.1-1*, претходно е определена вредноста на производот:

$$(Pr * Gr)_w = 7.02 * 5.65 * 10^8 = 3.97 * 10^9 > 10^9$$

Случај на рамни плочи вертикална цевка: $10^9 < Gr * Pr = 3.97 * 10^9$,

Отчитано од *табелата 8.4.1-1*:

$$C=0.18 \text{ и } n=0.33$$

$$(4): Nu = 0.18 (3.97 * 10^9)^{0.33} \left(\frac{7.02}{2.98}\right)^{0.25} = 273.25$$

$$(3): \alpha = Nu \frac{\lambda}{H} = 273.25 \frac{59.9 * 10^{-2}}{0.2} = 818.7 \left[\frac{W}{m^2 K}\right]$$

$$(1 - 1): Q = \alpha 2 a H (T_z - T_f) = 818.7 * 2 * 0.5 * 0.2(60 - 20)$$

$$Q = 6549.6 [W]$$

3. Хоризонтална челична цевка ($\varepsilon = 0.75$) со надворешен дијаметар 80 mm има вкупен топлотен проток 500 W. Ако просечната температура на надворешната површина на цевката е 80°C, температурата на амбиенталниот воздух е 20°C и температурата на внатрешната површина на сидовите на големата просторија во која се наоѓа цевката е 15°C, определи:

а) Должината на цевка.

б) Вкупен проток на топлина што го дава истата цевка кога е поставена вертикално.

$$d = 80 [mm] = 0.08[m]; \quad \varepsilon = 0.75; \quad Q_{\text{хоризон.ц}} = 500 [W];$$

$$T_{\text{возд.}} = 20 [^{\circ}\text{C}] = 293 [K]; \quad T_{\text{цев.1}} = 80 [^{\circ}\text{C}] = 353 [K];$$

$$T_{\text{сид-пр.}} = 15 [^{\circ}\text{C}] = 288 [K].$$

а) $L = ?$; б) $Q_{\text{вертикал.ц}} = ?$

Вкупна количина пренесена топлина:

$$Q_{\text{вк.}} = Q_{\text{конвекција}} + Q_{\text{зрачање}}$$

$$Q_{\text{вк.}} = \alpha A \Delta T + A C_{12} \left[\left(\frac{T_{\text{цев.}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{сид-пр.}}}{100} \right)^4 \right] \quad (1); \quad A = \pi d L$$

$$(1): Q_{\text{вк.}} = \pi d L \left\{ \alpha (T_{\text{цев.}} - T_{\text{возд.}}) + C_{12} \left[\left(\frac{T_{\text{цев.}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{сид-пр.}}}{100} \right)^4 \right] \right\} \quad (1 - 1)$$

$$(1 - 1): L = \frac{Q_{\text{вк.}}}{\pi d \left\{ \alpha (T_{\text{цев.}} - T_{\text{возд.}}) + C_{12} \left[\left(\frac{T_{\text{цев.}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{сид-пр.}}}{100} \right)^4 \right] \right\}} \quad (1 - 1)$$

$$\alpha = ?; C_{12} = ?$$

$$\alpha = ? \rightarrow Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (2) \rightarrow Nu = ?; \lambda = ?$$

Премин на топлина од цевка на воздух во околината по пат на слободна конвекција:

$$Nu = C (Gr Pr)^n \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (3) \rightarrow Pr_f = ?; Pr_z = ?; Gr = ?$$

Од *табелата 8.2-2* за воздух, се отчитани:

$$T_f = 20[^\circ\text{C}] \rightarrow Pr_f = 0.7309;$$

$$T_z = 80[^\circ\text{C}] \rightarrow Pr_z = 0.7154$$

$$Gr = Ga \beta \Delta T = \frac{g d^3}{\nu^2} \beta \Delta T = \frac{g d^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T \quad (4) \rightarrow \nu = ?; \beta = ?$$

За воздух од *табела 8.2-2* ($T_{\text{возд.}} = 20[^\circ\text{C}] = 293[K]$) е отчитано:

$$\nu = 1.516 * 10^{-5} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right];$$

Коефициент на волуменско ширење:

$$\beta = \frac{1}{T_{\text{возд.}}} = \frac{1}{293} = 3.41 * 10^{-3} \left[\frac{1}{K} \right]$$

$$(4): Gr = \frac{gd^3}{\nu^2} \beta (T_{\text{сид-ц.}} - T_{\text{возд.}})$$

$$Gr = \frac{9.81 * 0.08^3}{(1.516 * 10^{-5})^2} (3.41 * 10^{-3}) (80 - 20) = 4.54 * 10^6$$

За определување тип на критеријална равенка, потребна е вредноста на производот ($Gr * Pr$). Од оваа вредност табеларно се отчитуваат коефициентите на критеријалната равенка од изразот (3). Постапката е:

За средна температура од сидот на цевка и на воздух:

$$T_{sr.} = \frac{80 + 20}{2} = 50[^\circ\text{C}]$$

Отчитано од *табелата 8.2 - 2*: $Pr_{50} = 0.7228$; $\lambda = 0.02735 \left[\frac{W}{mK} \right]$.

$$(Gr * Pr) = 4.54 * 10^6 * 0.7228 = 3.19 * 10^6$$

Од *табелата 8.4.1-1* за хоризонтален цилиндар е отчитано:

Хоризонтална цевка. Сфера	0.5	0.25	$10^3 < Gr * Pr < 10^8$
----------------------------------	------------	-------------	---

$$C = 0.5; \quad n = 0.25$$

$$(3): Nu = 0.5 (3.19 * 10^6)^{0.25} \left(\frac{0.7309}{0.7154} \right)^{0.2} = 21.21$$

$$(2): \alpha = 21.21 \frac{0.02735}{0.08} = 6.87 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Непознатата во изразот (1-1) е:

$$C_{12} = C_c \varepsilon_{12} \quad (5)$$

$$\varepsilon_{12} = \varepsilon = 0.75; \quad (A_{\text{цевка}} \ll A_{\text{просторија}}); \quad C_c = 5.67 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$$(5): C_{12} = 5.67 * 0.75 = 3.23 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$$(1 - 1): L = \frac{500}{3.14 * 0.08 \left\{ 6.87(80 - 20) + 3.23 \left[\left(\frac{353}{100} \right)^4 - \left(\frac{288}{100} \right)^4 \right] \right\}}$$

$$б) Q_{\text{вк.}} = \dot{Q}_{\text{зрачање}} + \dot{Q}_{\text{конвекција}} \quad (1)$$

$$Q_{\text{зрачање}(13)} = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_3}{100}\right)^4}{\frac{1}{C_{13}}} A_1 = \frac{\left(\frac{433}{100}\right)^4 - \left(\frac{288}{100}\right)^4}{\frac{1}{3.23}} * 2.5$$

$$Q_{\text{зрачање}(13)} = 2240 [W] \quad (2)$$

$$\varepsilon_{13} = \varepsilon_1 = 0.75 \quad (A_{\text{печка}} \ll A_{\text{околина}})$$

$$C_{13} = C_c \varepsilon_{13} = 5.67 * 0.75 = 3.23 \left[\frac{W}{m^2 K^4} \right]$$

$$Q_{\text{конвекција}(12)} = \alpha A_1 (T_1 - T_2) = 13.13 * 2.5 * (160 - 15)$$

$$Q_{\text{конвекција}(12)} = 4760 [W] \quad (3)$$

Вкупна количина на пренесена топлина:

$$Q_{\text{вк.}} = Q_{\text{конвекција}} + Q_{\text{зрачање}}$$

$$Q_{\text{вк.}} = \alpha A \Delta T + A C_{12} \left[\left(\frac{T_{\text{цев.}}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{\text{сид-пр.}}}{100}\right)^4 \right]; \quad (1) \quad A = \pi d L$$

$$(1): Q_{\text{вк.}} = \pi d L \left\{ \alpha' (T_{\text{цев.}} - T_{\text{возд.}}) + C_{12} \left[\left(\frac{T_{\text{цев.}}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{\text{сид-пр.}}}{100}\right)^4 \right] \right\} \quad (1 - 1)$$

$$\alpha' = ?; \quad C_{12} = C_{12(a)}$$

За вертикалната површина е променет коефициентот на пренос на топлина и неместо дијаметар на цевка (d) се користи нејзината должина (L) = 2.55m, пресметана од барање под а). Останатите физички параметри за воздухот се исти како за барањето под а).

$$\alpha' = ? \rightarrow Nu' = \frac{\alpha' L}{\lambda} \rightarrow \alpha' = Nu' \frac{\lambda}{d} \quad (2) \quad Nu' = ?; \quad \lambda = ?$$

Преносот на топлина од цевката на воздухот во околината е по пат на слободна конвекција:

$$Nu' = C' (Gr' Pr)^{n'} \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (3);$$

$$Pr_{f=20^\circ\text{C}} = 0.7309; \quad Pr_{z=80^\circ\text{C}} = 0.7154 \text{ исти со под а)}$$

$$Gr' = \frac{g l^3}{\nu^2} \beta \Delta T \quad (4)$$

$$(4): Gr' = \frac{gl^3}{\nu^2} \beta (T_{\text{сид-ц.}} - T_{\text{возд.}})$$

$$Gr' = \frac{9.81 * 2.55^3}{(1.516 * 10^{-5})^2} (3.41 * 10^{-3}) (80 - 20) = 1.47 * 10^{11}$$

$$(Gr' * Pr) = 1.47 * 10^{11} * 0.7228 = 1.03 * 10^{11} > 10^9$$

Од *табел 8.4.1-1* за вертикална цевка, отчитано: $C = 0.15$; $n = 0.33$.

$$(3): Nu' = 0.15 (1.03 * 10^{11})^{0.33} \left(\frac{0.7309}{0.7154} \right)^{0.25} = 649.21$$

$$(2): \alpha' = 649.21 \frac{0.02735}{2.55} = 6.59 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

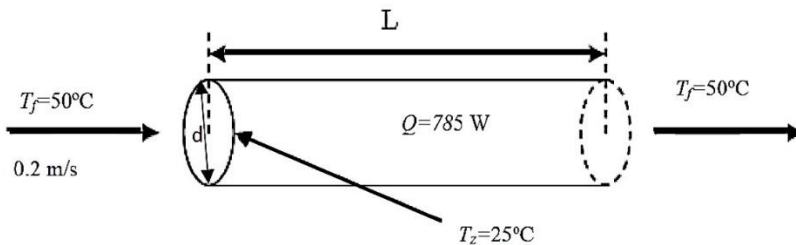
$$(1): Q_{\text{BK}} = 3.14 * 0.08 * 2.55 \left\{ 6.59(80 - 20) + 4.26 \left[\left(\frac{353}{100} \right)^4 - \left(\frac{288}{100} \right)^4 \right] \right\}$$

$$Q_{\text{BK}} = 489 [W]$$

4. Трансформаторско масло со средна температура 50°C тече низ цевка, *слика 1-26*, со внатрешен дијаметар 80 mm и средна брзина 0.2 m/s. Температурата на внатрешната површина на сидот на цевки е 25°C . Вкупен проток на топлина помеѓу маслото и внатрешната површина на цевката е 785 W. Одреди ја должината на цевката ако физичките параметри за трансформаторско масло се дадени во *табелата 1-2*:

Табела 1-2. Физички параметри за трансформаторско масло

	$\lambda \left[\frac{W}{m K} \right]$	$\rho \left[\frac{kg}{m^3} \right]$	$\beta \left[\frac{1}{K} \right]$	$\mu \left[Pa s \right]$	$C_p \left[\frac{kJ}{kg K} \right]$
$T = 50^\circ\text{C}$	0.122	845	$6.95 * 10^{-5}$	$9.9 * 10^{-3}$	2.043
$T = 25^\circ\text{C}$	0.123			$24 * 10^{-5}$	1.918



Слика 1-26. Цевка со трансформаторско масло

$$d = 80 [mm] = 0.08[m]; \quad T_f = 50[^\circ C]; \quad T_z = 25[^\circ C];$$

$$Q = 785 [W]; \quad W = 0.2 \left[\frac{m}{s} \right]; \quad L = ?$$

$$Q_{\text{разменета}} = \alpha A \Delta T = \alpha \pi d L (T_z - T_f) \quad (1)$$

$$(1): \quad L = \frac{Q}{\alpha \pi d (T_z - T_f)} \quad (1-1)$$

$$\alpha = ? \rightarrow Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \rightarrow \alpha = Nu \frac{\lambda}{d} \quad (2)$$

Преносот на топлина од маслото кон цевката е по пат на слободна конвекција:

$$Nu = C (Gr Pr)^n \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (3); \rightarrow Gr = ? \quad Pr_f = ? \quad Pr_z = ?$$

$$Gr = \frac{g d^3 \rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T \quad (4)$$

Во изразот (4) вредностите за флуид кој тече во цевка се дадени во *табелата 1-2*, услов на задачата:

$$(4): Gr = \frac{9.81 * 0.08^3 * 845^2}{(9.9 * 10^{-3})^2} (6.95 * 10^{-5}) (50 - 25) = 6.36 * 10^5$$

$$Pr_f = ? \quad Pr_z = ?$$

$$Pr_{f(T=50^\circ C)} = \left(\frac{\mu Cp}{\lambda} \right)_{T=(50^\circ C)} = \frac{2.043 * 10^3 * 9.9 * 10^{-3}}{0.122} = 165.8 \quad (5)$$

$$Pr_{z(T=25^\circ C)} = \left(\frac{\mu Cp}{\lambda} \right)_{T=25^\circ C} = \frac{1.981 * 10^3 * 24 * 10^{-3}}{0.123} = 374.2 \quad (6)$$

$$(Gr Pr)_{f(T=50^\circ C)} = 6.36 * 10^5 * 165.8 = 105\,448\,800 = 1.05 * 10^8 \quad (7)$$

Табела 8.4.1-2

Режим на движење	C	N	Граница на примена
Хоризонтален цилиндар со дијаметар $d < 200 \text{ mm}$	0.5	0.25	$10^4 < (Gr * Pr) < 10^9$

$$(3): Nu = 0.5 (1.05 * 10^8)^{0.25} \left(\frac{165.8}{374.2} \right)^{0.25} = 45.4$$

Втор начин за определување на Нуселтов критериум со користење на изразот:

$$Nu = ? \rightarrow Nu = C Re^m Pr^n Gr^p \left(\frac{Pr_f}{Pr_z} \right)^{0.25} \quad (8)$$

За определување на вистинскиот израз -(8) се определува ($Re = ?$) на средна температура на флуидот ($T_f = 50^\circ C$).

$$(9): Re = \frac{Wd\rho}{\mu} = \frac{845 * 0.2 * 0.08}{9.9 * 10^{-3}} = 1365.6 < 2300 \text{ ламинарно подрачје}$$

Критериум на Грашов израз (4):

$$(4): Gr = \frac{gd^3\rho^2}{\mu^2} \beta \Delta T = \frac{9.81 * 0.08^3 * 845^2}{(9.9 * 10^{-3})^2} 6.95 * 10^{-5} (50 - 25)$$

$$Gr = 6.36 * 10^5$$

$$6.36 * 10^5 < 8 * 10^5 < Gr$$

вискозно – гравитационен флуид (табела 8.4.2 – 1)

Од *табелата 8.4.2-1* се отчитуваат:

$$C = 0.15; m = 0.33; n = 0.43; p = 0.1$$

$Pr_f = ?$ $Pr_z = ?$ – се исти со претходно пресметаните според изразите (5) и (6):

$$Pr_{f(T=50^\circ C)} = \left(\frac{\mu C_p}{\lambda} \right)_{T=(50^\circ C)} = \frac{2.043 * 10^3 * 9.9 * 10^{-3}}{0.122} = 165.8 \quad (5)$$

$$Pr_{z(T=25^\circ C)} = \left(\frac{\mu C_p}{\lambda} \right)_{T=25^\circ C} = \frac{1.981 * 10^3 * 24 * 10^{-3}}{0.123} = 374.2 \quad (6)$$

Со замена на вредностите во изразот (3):

$$(3): Nu = 0.15 * (1365.6)^{0.33} (165.8)^{0.43} (6.36 * 10^5)^{0.1} \left(\frac{165.8}{374.2} \right)^{0.25}$$

$$Nu = 45.4$$

$$(2): \alpha = 45.4 \frac{0.122}{80 * 10^{-3}} = 69.2 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

$$(1): \quad L = \frac{Q}{\alpha \pi d (T_z - T_f)} = \frac{785}{0.08 * 3.14 * 69.2 (50 - 25)} = 1.8[m]$$

1.8. Разменувачи на топлина

Разменувачи на топлина се уреди чија цел е размена на топлина меѓу два (или повеќе) флуида со различни температури (топол и ладен флуид). Според начинот на размена на топлина, тие може да се:

- **Разменувачи на топлина со директен контакт на флуиди:** меѓу флуиди што можат лесно да се одделат (масло и вода). Разменетата топлина е:

$$Q_{\text{топло ф.}} + Q_{\text{добивка од околина}} = Q_{\text{ладен ф.}} + Q_{\text{загуби во окол.}} \quad (1-41)$$

- **Разменувачи на топлина со индиректен контакт на флуиди:** двата флуида се одделени со тенок сид.

Разменетата топлина е:

пренос на топлина од топол флуид до сид - спроводливост на топлина низ сид - пренос на топлина меѓу површината - сид и ладен флуид.

$$Q_{\text{размена}} = -\Delta H_{\text{топло ф.}} = \Delta H_{\text{ладен ф.}} \quad (1-42)$$

Ако флуидите не ја менуваат агрегатната состојба при размена на топлината:

$$Q = [-m C_p (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = [m C_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} \quad (1-43)$$

1. Воздух (идеален гас) се лади од состојбата 1: ($P_1 = 1 \text{ bar}$, $T_1 = 80^\circ\text{C}$) до состојбата 2: ($P_2 = 1 \text{ bar}$, $T_2 = 20^\circ\text{C}$) во разменувач на топлина со противнасочен тек. За ладење се користи вода ($C_w = 4.18 \text{ kJ /kgK}$) која се загрева од 13°C до 30°C . Коефициентот на пренос на топлината од воздухот до водата е $60 \text{ W/m}^2\text{K}$, а површината на размена на топлината е 12 m^2 . Одреди:

- Излезна топлина од разменувачот на топлина.
- Масен проток на воздух и вода за ладење [kg /h].

$$P_1 = P_2 = 1 [\text{bar}] = 100[\text{kPa}];$$

$$\text{топол флуид} - \text{воздух: } T_{11} = 80[^\circ\text{C}]; T_{12} = 20[^\circ\text{C}];$$

$$\text{ладен флуид} - \text{вода: } T_{21} = 13[^\circ\text{C}]; T_{22} = 30[^\circ\text{C}];$$

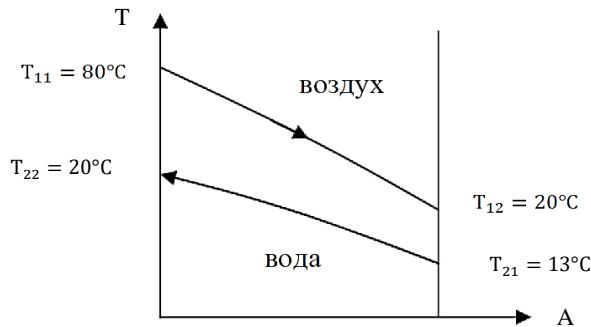
$$C_w = 4.18 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right] = 4180 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg K}} \right]; K = 60 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right]; A = 12 [\text{m}^2];$$

$$a) Q = ?; \quad б) m = ?$$

Вкупно количество разменета топлина во изменувачот (1):

$$Q_{\text{размена}} = K A \Delta T_{sr} \quad (1) \rightarrow \Delta T_{sr} = ?$$

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} = \frac{(T_{11} - T_{22}) - (T_{12} - T_{21})}{\ln \frac{(T_{11} - T_{22})}{(T_{12} - T_{21})}} \quad (2)$$



$$\Delta T_{max} = T_{11} - T_{22} = 80 - 20 = 60[^\circ\text{C}],$$

$$\Delta T_{min} = T_{12} - T_{21} = 20 - 13 = 7[^\circ\text{C}].$$

$$(2): \Delta T_{sr} = \frac{60 - 7}{\ln \frac{60}{7}} = 21.9[^\circ\text{C}]$$

$$(1) Q_{\text{размена}} = K A \Delta T_{sr} = 60 * 21.9 * 12 = 15800[\text{W}] = 18.8 [\text{kW}]$$

$$б) m = ?$$

Разменета топлина меѓу два флуида, според топлинскиот биланс за изменувач на топлина:

$$Q_{\text{размена}} = -Q_{\text{топло ф.}} = Q_{\text{ладен ф.}}$$

Ако флуидите не ја менуваат агрегатната состојба при размена на топлината:

$$Q = [-m C_p (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = [m C_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} = 18.8 [kW]$$

$$Q = [m C_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}}$$

$$m = \frac{Q}{C_p (T_{22} - T_{21})} = \frac{18.8}{4.18(30 - 13)} = 0.22 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

2. Во противнасочен разменуваач на топлината, со вкупна должина од 30 m, се врши ладење на сок со ладна вода. Температурата на сокот се менува по должината на разменуваачот според изразот: $T_s = n_1 L + 333$ ($n_1 = -1$ K/m), додека температурата на водата се менува според изразот: $T_w = n_2 L + 283$ ($n_2 = -1/3$ K/m). Коефициентот на пренос на топлината по должината на разменуваачот е со константна вредност, $K = 30$ W/mK. Да се претпостави разменуваач составен од два сегмента со должини L_1 и L_2 , при што вториот сегмент е со двојно поголема топлинска моќ во споредба со првиот сегмент, односно $Q_1 = 2Q_2$. Ако просечната температурна разлика е:

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} + \Delta T_{min}}{2}$$

Утврди:

а) Топлинска моќност на прв и втор сегмент, Q_1 и Q_2 [kW];

б) Должина на прв и втор сегмент, L_1 и L_2 [m].

$$L = 30 [m]; \quad K = 30 [W/mK];$$

За сок:

$$T_{\text{сок}(1)} = n_1 L + 333; \quad \left(n_1 = -1 \left[\frac{K}{m} \right] \text{ намалува } 1^\circ \text{ на } 1[m] \right):$$

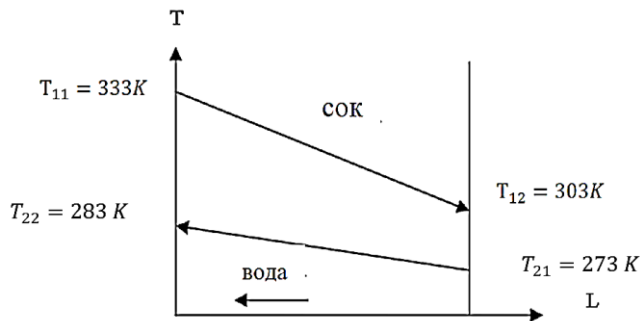
$$\text{почнува: } T_{11} = 333 [K]; \quad \text{крај: } T_{12} = [333 - 1 * 30] = 303 [K];$$

За вода:

$$T_{W(1)} = n_2 L + 283; \quad \left(n_2 = -\frac{1}{3} \left[\frac{K}{m} \right] \right):$$

$$T_{22} = 283 [K]; \quad T_{21} = 283 - \left[\frac{1}{3} * (30) \right] = 283 - 10 = 273 [K]$$

$$Q_1 = 2Q_2; \quad Q_1 = ? \quad Q_2 = ? \quad L_1 = ? \quad L_2 = ?$$



Вкупно разменета топлина на единица должина:

$$Q_{\text{размена}} = K L \Delta T_{sr} \quad (1) \quad \rightarrow \quad \Delta T_{sr} = ?$$

$$Q_{\text{вкупно}} = Q_1 + Q_2 \quad (2)$$

$$Q_1 = 2Q_2 \quad (3)$$

$\Delta T_{sr} = ?$ – според скица

$$\Delta T_{max} = T_{11} - T_{22} = 333 - 283 = 50[K];$$

$$\Delta T_{min} = T_{12} - T_{21} = 303 - 273 = 30[K]$$

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} + \Delta T_{min}}{2} = \frac{50 + 30}{2} = 40[K]$$

$$(1): Q_{\text{размена}} = K L \Delta T_{sr} = 30 \cdot 10^{-3} \cdot 30 \cdot 40 = 36[kW] = Q_{\text{вк.}}$$

Со решавање на системот добиен од изразите (2) и (3):

$$\left\{ \begin{array}{l} (2): Q_{\text{вкупно}} = Q_1 + Q_2 \\ (3): Q_1 = 2Q_2 \end{array} \right\} \leftrightarrow \left\{ \begin{array}{l} 36 = 2Q_2 + Q_2 \\ Q_1 = 2Q_2 \end{array} \right\} \leftrightarrow \left\{ \begin{array}{l} Q_1 = 24[kW] \\ Q_2 = 12[kW] \end{array} \right\}$$

Б) Размената топлина во секој сегмент:

$$Q_1 = K_1 L_1 \Delta T_{sr1} \quad (4)$$

$$Q_2 = K_2 L_2 \Delta T_{sr2} \quad (5)$$

ΔT - температурна разлика на сок и вода за должина (L_1).

$$\text{Должина: } L_2 = L - L_1,$$

Со замена во изразите (4) и (5):

$$(4): Q_1 = K L_1 \Delta T_{sr1} = K L_1 \frac{(\Delta T_{max} + \Delta T_{min})_1}{2} = K L_1 \frac{50 + \Delta T}{2} \quad (4-1)$$

$$(5) Q_2 = K L_2 \Delta T_{sr2} = K L_2 \frac{(\Delta T_{max} + \Delta T_{min})_2}{2} = K (L - L_1) \frac{30 + \Delta T}{2} \quad (5-1)$$

Со замена на познатите вредности и со решавање на систем од изразите (4-1) и (5-1) се добива:

$$\left\{ \begin{array}{l} (4-1): Q_1 = K L_1 \frac{50 + \Delta T}{2} \\ (5-1): Q_2 = K (L - L_1) \frac{30 + \Delta T}{2} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} 24 = 30 * 10^{-3} L_1 \frac{50 + \Delta T}{2} \\ 12 = 30 * 10^{-3} (30 - L_1) \frac{30 + \Delta T}{2} \end{array} \right\}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} L_1 = 18.2 [m] \\ \Delta T = 37.87 [K] \end{array} \right\}$$

$$L_2 = L - L_1 = 11.8 [m]$$

4. Во противнасочен разменуваач на топлината со површина од 3 m², сок се лади од почетна температура 110°C до температура 60°C. Почетната температура на вода за ладење е 12°C, а крајна 37°C. Најди ја потребната површина на размена на топлината (A'), ако треба да се излади сок со иста почетна температура до крајна температура од 40°C. Масените текови на двете струи треба да останат константни. Да се претпостави константен коефициент на пренос на топлина во наведениот температурен опсег за двата случаја.

$$A = 3[m^2]; \quad T_{11} = 110[^\circ C]; \quad T_{12} = 60[^\circ C]; \quad T_{21} = 12[^\circ C]; \quad T_{22} = 37[^\circ C];$$

$$A' = ?; \quad T'_{12} = 40[^\circ C]; \quad m_{сок} = m_{вода} = const \left[\frac{kg}{s} \right];$$

$$\alpha_{сок} = \alpha_{вода} = const;$$

Количество топлина разменета меѓу сок и вода, според топлински биланс:

$$Q_{размен.} = -Q_{сок} = Q_{вода.} \quad (1)$$

$$Q_{размен.} = [-m C_p (T_{12} - T_{11})]_{сок} = [m C_p (T_{22} - T_{21})]_{вода} \quad (1)$$

Втор случај: Количество топлина разменета меѓу сок и вода според топлински биланс:

$$Q'_{размен.} = -Q'_{сок} = Q_{вода.} \quad (1')$$

$$Q_{\text{размен.}}' = [-m C_p (T'_{12} - T_{11})]_{\text{сок}} = [m C_{p_w} (T'_{22} - T_{21})]_{\text{вода}} \quad (2)$$

Со делење на изразот (2) со (1):

$$\frac{-m C_p (T'_{12} - T_{11})}{-m C_p (T_{12} - T_{11})} = \frac{m C_{p_w} (T'_{22} - T_{21})}{m C_{p_w} (T_{22} - T_{21})} \quad (3)$$

Барана температура:

$$\frac{T'_{12} - T_{11}}{T_{12} - T_{11}} = \frac{T'_{22} - T_{21}}{T_{22} - T_{21}} \quad (3 - 1)$$

$$(3 - 1): \frac{40 - 110}{60 - 110} = \frac{T'_{22} - 12}{37 - 12}$$

$$T'_{22} = 1.4 (37 - 12) + 12 = 47[^\circ\text{C}]$$

Количество разменета топлина:

$$Q'_{\text{размен.}} = -Q'_{\text{сок}} = Q_{\text{вода.}} \quad (1')$$

$$KA\Delta T_{sr} = [-m C_p (T_{12} - T_{11})]_{\text{сок}} = [m C_{p_w} (T_{22} - T_{21})]_{\text{вода}} \quad (1 - 1')$$

$$KA'\Delta T'_{sr} = [-m C_p (T'_{12} - T_{11})]_{\text{сок}} = [m C_{p_w} (T'_{22} - T_{21})]_{\text{вода}} \quad (2 - 1')$$

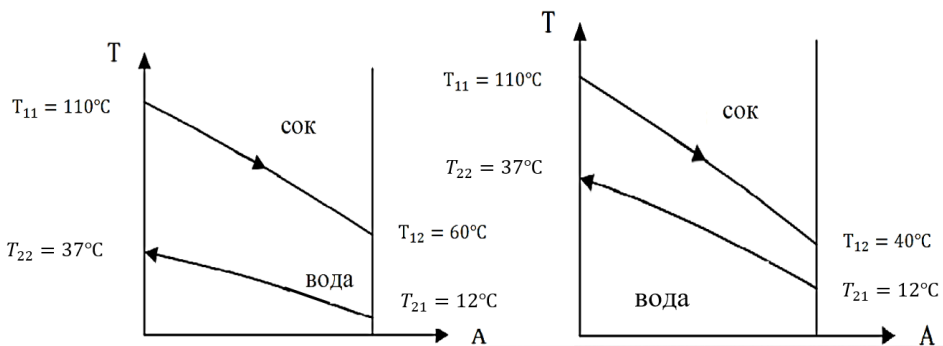
Со делење на изразите (2-1') и (1-1'):

$$\frac{KA'\Delta T'_{sr}}{KA\Delta T_{sr}} = \frac{-m C_p (T'_{12} - T_{11})}{-m C_p (T_{12} - T_{11})} \quad (4)$$

Со средување на изразот (4):

$$(4): \frac{A'\Delta T'_{sr}}{A\Delta T_{sr}} = \frac{(T'_{12} - T_{11})}{(T_{12} - T_{11})} \quad (5);$$

$$\Delta T'_{sr} = ?; \Delta T_{sr} = ?$$



$$\begin{aligned} \Delta T_{max} &= 110 - 37 = 73 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ \Delta T_{min} &= 60 - 12 = 48 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ \Delta T_{sr} &= \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \end{aligned}$$

$$\Delta T_{sr} = \frac{73 - 48}{\ln \frac{73}{48}} = 59.6 \text{ [}^\circ\text{C]};$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{max} &= 110 - 37 = 73 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ \Delta T_{min} &= 40 - 12 = 28 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ \Delta T_{sr} &= \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \end{aligned}$$

$$\Delta T'_{sr} = \frac{63 - 28}{\ln \frac{63}{28}} = 43.2 \text{ [}^\circ\text{C]};$$

Со замена во изразот (5):

$$(5): \frac{A' * 43.2}{3 * 59.6} = \frac{(40 - 110)}{(60 - 110)}$$

$$A' = 5.9 \text{ [m}^2\text{]}$$

5. Во сушарница како калорифер се користи противнасочен разменуваач на топлина. Грејна пара на 110°C тече низ цевките, а воздух со $C_p = 1000 \text{ J/kgK}$ струи околу цевките со брзина 10 m/s , и се загрева од 20°C до 60°C . Парата од изменувачот излегува во форма на кондензат на температура од 90°C . Да се претпостави мал коефициент на пренос на топлина од 70 J/msK . Да се пресмета:

а) Грејната површина на разменуваачот.

б) Бројот на цевки на разменуваачот со профил $25 \times 2 \text{ mm}$ и должина 2 m , потребна за загревање на 3000 kg/h воздух.

$$T_{11} = 110 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{12} = 90 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{21} = 20 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{22} = 60 \text{ [}^\circ\text{C]};$$

$$C_p = 1000 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg K}} \right]; \quad W = 10 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]; \quad L = 2 \text{ [m]};$$

$$K = 70 \left[\frac{J}{m \cdot s \cdot K} \right]; \quad d = 25 \times 2 \text{ [mm]}; \quad m = 3000 \left[\frac{kg}{h} \right] = 0.83 \left[\frac{kg}{s} \right];$$

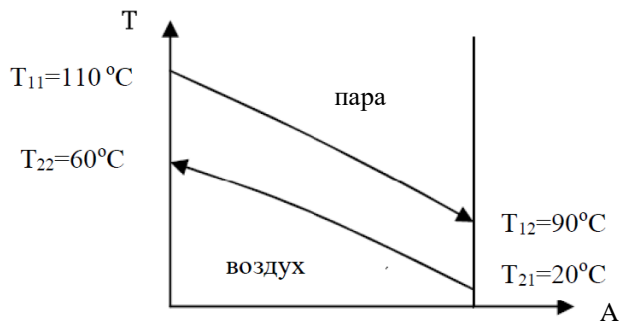
$$A = ?; \quad n = ?$$

Количество теплоты разменета во калорифер, според топлински биланс:

$$Q_{\text{размен.}} = -Q_{\text{пара}} = Q_{\text{воздух}} \quad (1)$$

Разменета топлина:

$$K A \Delta T_{sr} = [m C_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{воздух}} \quad (1); \quad \rightarrow \quad A = ?; \quad \Delta T_{sr} = ?$$



$$\Delta T_{max} = 110 - 60$$

$$\Delta T_{min} = 90 - 20$$

$$\Delta T_{max} = 50 [^{\circ}\text{C}];$$

$$\Delta T_{min} = 70 [^{\circ}\text{C}]$$

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} = \frac{50 - 70}{\ln \frac{50}{70}} = \frac{-20}{-0.34} = 58.8 [^{\circ}\text{C}] \quad (2)$$

Вкупна површина:

$$(2) \rightarrow (1): A_{\text{вкупно}} = \frac{[m C_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{воздух}}}{K \Delta T_{sr}} = \frac{0.83 * 1000 (60 - 20)}{70 * 58.8}$$

$$A_{\text{вкупно}} = 7.9 [m^2];$$

$$A_{\text{вкупно}} = n A_{\text{цевка}} \quad (3)$$

$$A_{\text{цевка}} = \pi d_{\text{средно}} L \quad (4)$$

Надворешен и внетрешен дијаметар:

$$d_{\text{надвор.}} = 25 [mm] = 0.025 [m]$$

$$d_{\text{внатре.}} = d_{\text{надвор.}} - 2\delta = 25 - 2 * 2 = 21\text{mm} = 0.021[\text{m}]$$

$$d_{\text{средно}} = \frac{d_{\text{надвор.}} + d_{\text{внатре.}}}{2} = \frac{25 + 21}{2} = 23[\text{mm}] = 0.023[\text{m}]$$

$$(4): A_{\text{цевка}} = \pi d_{\text{средно}} L = 3.14 * 0.023 * 2 = 0.14[\text{m}^2]$$

$$(3): A_{\text{вкупно}} = n A_{\text{цевка}} \rightarrow n = \frac{A_{\text{вкупно}}}{A_{\text{цевка}}} = \frac{7.9}{0.14} = 55 \text{ цевки}$$

6. Во ладилник со истонасочно струење, тип цевка во цевка, се лади 140 hl/h вино со карактеристики ($\rho=990 \text{ kg/m}^3$, $C_v = 3.8 \text{ kJ /kgK}$) од 0°C до -6°C . Во ладилникот како средство за ладење влегува влажна пара на амонијак на -13°C со енталпија 1020.25 KJ/kg . Средството за ладење го напушта ладилникот како козаситена пара на -13°C и енталпија 2207 KJ/kg . Одреди:

а) Потрошувачка на средство за ладење $[\text{kg/h}]$.

б) Должина на ладилник со вкупен коефициент на пренос на топлина од вино до амонијак 100 W/mK .

$$T_{11} = 0[^\circ\text{C}]; \quad T_{12} = -6[^\circ\text{C}]; \quad T_{21} = -13[^\circ\text{C}]; \quad T_{22} = -13[^\circ\text{C}];$$

$$V = 140 \left[\frac{\text{hl}}{\text{h}} \right] = 140 * \frac{10^2 * 10^{-3}}{3600} = 3.9 * 10^{-3} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right]; \quad \rho = 990 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right];$$

$$C_v = 3.8 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; \quad K = 100 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}} \right] = 100 * 10^{-3} \left[\frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{C}} \right];$$

$$h'' = 2207 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{kg}} \right] - (h_g); \quad h' = 1020.25 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] - (h_l);$$

$$D = ?; \quad L = ?$$

а) Количество топлина разменета во ладилник, според топлински биланс:

$$Q_{\text{размен.}} = -Q_{\text{вино}} = Q_{\text{NH}_3} \quad (1)$$

Амонијакот ја менува состојбата од влажна пара во козаситена пара:

$$Q_{\text{размен.}} = [-m C_v (T_{12} - T_{11})]_{\text{вино-топло}} = (D h_{lg})_{\text{ладен-NH}_3} \quad (1)$$

$h_{lg} \left[\frac{kJ}{kg^{\circ}C} \right] = h'' - h'$ или $h_{lg} = h_g - h_l$ – топлина на испарување;
 x – степен на влажност на пара; $D[kg]$ – количество на пара.

$$(1): Q_{\text{размен.}} = [-m C_v(T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = [D (h'' - h')]_{\text{ладен}} \quad (1 - 1)$$

Количина пара:

$$(1 - 1): D = \frac{[-m C_v(T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}}}{[(h'' - h')]_{\text{ладен}}}; \quad \rightarrow m = ?;$$

Маса на вино:

$$m = \rho V = 990 * 3.88 * 10^{-3} = 3.85[kg]$$

$$(1 - 1): D = \frac{-3.85 * 3.8(-6 - 0)}{2207 - 1020.25} = 7.46 * 10^{-2} \left[\frac{kg}{s} \right] = 268.5 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

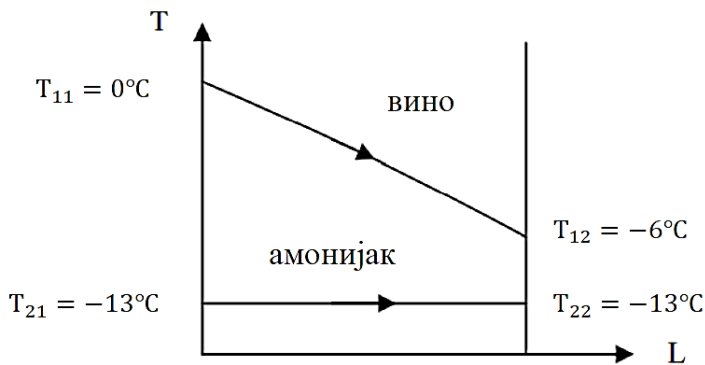
$$б) Q_{\text{размен.}} = KA \Delta T_{sr} = K L \Delta T_{sr} \quad (2)$$

$$L = \frac{Q_{\text{размен.}}}{K \Delta T_{sr}} \quad (2 - 1); \quad Q_{\text{размен.}} = ?, \quad \Delta T_{sr} = ?$$

$$Q_{\text{размен.}} = -m C_v(T_{12} - T_{11}) = -3.85 * 3.8(-6 - 0)$$

$$Q_{\text{размен.}} = 87.8 [kW] \quad (3)$$

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} = \frac{(T_{11} - T_{21}) - (T_{12} - T_{22})}{\ln \frac{(T_{11} - T_{21})}{(T_{12} - T_{22})}} \quad (4)$$



$$\Delta T_{max} = T_{11} - T_{21} = 0 - (-13) = 13[^{\circ}C],$$

$$\Delta T_{min} = T_{12} - T_{22} = -6 - (-13) = 7[^{\circ}C]$$

$$(4): \Delta T_{sr} = \frac{13 - 7}{\ln \frac{13}{7}} = 9.7[^\circ\text{C}]$$

Со замена на вредностите од изразите (3) и (4) во (2-1):

$$(2 - 1): L = \frac{Q_{\text{размен.}}}{K \Delta T_{sr}} = \frac{87.8}{100 * 10^{-3} * 9.7} = 90.5[m]$$

7. Потребно е да се загреат 50 kg/h вода ($C_w = 4.17 \text{ kJ/kgK}$) од температура 20°C до 80°C . Греењето се врши со директно внесување на козаситена водена пара ($P = 1\text{bar}$) во резервоар за вода. За ова греење одреди ја потрошувачката на пара [kg/h] ако:

а) Садот за мешање е адијабатски изолиран од околината.

б) Со мешање на пара и вода во околината е предадена 0.5 KW топлина.

$$m = 50 \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{50}{3600} = 0.0138 \left[\frac{kg}{s} \right]; \quad T_{21} = 20[^\circ\text{C}]; \quad T_{22} = 80[^\circ\text{C}];$$

$$C_w = 4.17 \left[\frac{kJ}{kg K} \right]; \quad P = 1 [bar] = 100[kPa];$$

а) $Q = 0; D = ?$

б) $Q_o = 0.5[kW]; D = ?$

Предадена топлина од пара на вода:

$$Q_{\text{размен.}} = -Q_{\text{пара}} = Q_{\text{вода.}} \quad (1)$$

$$Q_{\text{размен.}} = D h_{lg} = [m C_w (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} \quad (1)$$

Парата кондензира во директен допир со вода:

$$Q_{\text{размен.}} = D(h'' - C_w T_{12}) = [m C_w (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} \quad (1 - 1)$$

$$(1 - 1): D = \frac{m C_w (T_{22} - T_{21})}{(h'' - C_w T_{12})} \quad (1 - 2);$$

$$h'' = ?$$

За $P = 100[kPa]$ од *табелата 8.5.2-3*, отчитано,

h'' – енталпија на пара – h_g

$$h'' = 2675 \left[\frac{kJ}{kg^\circ\text{C}} \right]$$

$$(1 - 2): D = \frac{50 * 4.18 * (80 - 20)}{2675 - 4.18 * 80} = 5.34 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Ако во билансот се вклучат топлотни загуби, разменетата топлина е:

$$Q_{\text{размен.}} = -Q_{\text{пара}} = Q_{\text{вода.}} + Q_{\text{заг.}} \quad (2)$$

$$Q_{\text{размен.}} = D(h'' - c_w T_{12}) = [m c_w (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} + Q_{\text{заг.}} \quad (2 - 1)$$

$$D = \frac{m c_w (T_{22} - T_{21}) + Q_{\text{заг.}}}{(h'' - c_w T_{12})} = \frac{50 * 4.18 * (80 - 20) + 0.5}{2675 - 4.18 * 80} = 6.11 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

8. Во противнасочен разменуваач на топлина се загрева 0.925 kg/s млеко од почетна температура 20°C. За загревање на млекото се користи 0.74 kg/s вода со почетна температура 90°C. Површината на топлинската размена е 30 m², а коефициентот на пренос на топлината од вода до млеко е 0.2 kW/m²K. Ако специфичната топлина на вода е 4.17 kJ/kgK и е еднаква со таа на млеко, определи ги крајните температури на млекото и водата.

$$m_{2(\text{млеко})} = 0.925 \left[\frac{kg}{s} \right]; \quad T_{21} = 20[^\circ C]; \quad A = 30[m^2];$$

$$K = 0.2 \left[\frac{kW}{m^2 K} \right]; \quad c_{p_{\text{млеко}}} = c_{p_{\text{вода}}} = 4.17 \left[\frac{kJ}{kg K} \right];$$

$$m_{1(\text{вода})} = 0.74 \left[\frac{kg}{s} \right]; \quad T_{11} = 90[^\circ C];$$

1 – топол флуид (вода); 2 – ладен флуид (млеко).

$$T_{12} = ?; \quad T_{22} = ?$$

Предадена топлина од вода на млеко:

$$Q_{\text{размен.}} = -Q_{\text{вода.}} = Q_{\text{млеко}} \quad (1)$$

$$Q_{\text{размен.}} = [-m c_p (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = [m c_p (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} \quad (1)$$

Ако $c_{p_{\text{млеко}}} = c_{p_{\text{вода}}}$

$$(1): Q_{\text{размен.}} = [-m (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = [m (T_{22} - T_{21})]_{\text{ладен}} \quad (1 - 1)$$

$$T_{12} = ?; \quad T_{22} = ?$$

Во изразот (1-1) непознатите крајни температури на млеко и вода се изразуваат една преку друга:

$$(1 - 1): T_{22} = T_{21} + \frac{m_{\text{вода}} (T_{11} - T_{12})}{m_{\text{млеко}}} \quad (2) \rightarrow T_{12} = ?; T_{22} = ?$$

Изразот (2) е со две непознати, затоа се пишува уште еден израз што ги содржи истите непознати. Вкупно количество топлина пренесено во топлинскиот изменувач е:

$$Q_{\text{размен.}} = [-m_{\text{вода}} (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = K A \Delta T_{sr} \quad (3); \rightarrow \Delta T_{sr} = ?$$

Противнасочен изменувач на топлина:

$T_{11} \rightarrow T_{12}$ вода – топол флуид 1

$T_{22} \leftarrow T_{21}$ млеко – ладен флуид 2

ΔT_{max} ΔT_{min}

$$\Delta T_{sr} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} = \frac{(T_{11} - T_{22}) - (T_{12} - T_{21})}{\ln \frac{(T_{11} - T_{22})}{(T_{12} - T_{21})}} \quad (4)$$

Со замена на изразот (4) во (3):

$$(3): [-m_{\text{вода}} (T_{12} - T_{11})]_{\text{топол}} = K A \frac{(T_{11} - T_{22}) - (T_{12} - T_{21})}{\ln \frac{(T_{11} - T_{22})}{(T_{12} - T_{21})}} \quad (3 - 1)$$

Ако на местото од (T_{22}) во изразот (3-1) се вметне изразот (2) се добива:

$$(3 - 1): T_{12} = \frac{T_{11} \left(\frac{m_{\text{вода}}}{m_{\text{млеко}}} - 1 \right) - T_{21} \left[\exp \left\{ \left(1 - \frac{m_{\text{вода}}}{m_{\text{млеко}}} \right) * \frac{K A}{m_{\text{вода}} C_{p \text{ вода}}} \right\} - 1 \right]}{\frac{m_{\text{вода}}}{m_{\text{млеко}}} - \exp \left\{ \left(1 - \frac{m_{\text{вода}}}{m_{\text{млеко}}} \right) * \frac{K A}{m_{\text{вода}} C_{p \text{ вода}}} \right\}}$$

$$T_{12} = 40 [^{\circ}\text{C}]$$

Ако вредноста на (T_{12}) се замени во изразот (2):

$$(2): T_{22} = 20 + \frac{0.74 (90 - 40)}{0.925} = 60 [^{\circ}\text{C}]$$

Забелешка:

Пресметката на излезната температура на флуид може да се поедностави (очигледна е сложеноста на алгебарскиот израз) со користење на дијаграм, Прилози, *слика 3-8* (за противнасочен изменувач.

$$\varepsilon = f\left(N, \frac{C_{min}}{C_{max}}\right)$$

ε – ефикасност на разменуваачот на топлина,

N – број на преносни единици,

$C_{min} \left[\frac{kW}{K}\right]$ – помал топлински капацитет,

$C_{max} \left[\frac{kW}{K}\right]$ – поголем топлински капацитет.

Од ефикасноста на разменуваачот на топлина (ε) се определува излезната температура на флуиди:

$$\varepsilon = \frac{\text{вистински разменета топлина}}{\text{максимално можна разменета топлина}} = \frac{Q_{\text{размена}}}{C_{max}(T_{11} - T_{21})} \quad (1-44)$$

$$\varepsilon = \frac{T_{11} - T_{12}}{T_{11} - T_{21}} \quad (\text{противнасочен})$$

$$\varepsilon = \frac{T_{21} - T_{22}}{T_{11} - T_{22}} \quad (\text{истонасочен}) \quad (1 - 44 - 1)$$

За отчитување на ефикасноста, $\varepsilon = f\left(N, \frac{C_{min}}{C_{max}}\right)$ од дијаграм е потребно:

$$\frac{C_{min}}{C_{max}} = ? \quad (5); \quad N = ?$$

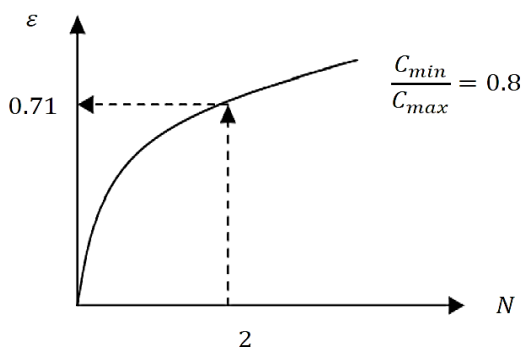
$$C_{max} = (m C_p)_{\text{млеко}} = 0.925 * 4.17 = 3.7 \left[\frac{kW}{K}\right] \quad (6 - 1)$$

$$C_{min} = (m C_p)_{\text{вода}} = 0.74 * 4.17 = 2.96 \left[\frac{kW}{K}\right] \quad (6 - 2)$$

$$(5): \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{2.96}{3.7} = 0.8$$

Број на преносни единици (N):

$$N = \frac{K A}{C_{min}} = \frac{0.2 * 30}{2.96} = 2 \quad (7)$$



Излезна температура на вода:

$$(1 - 44 - 1): T_{12} = T_{11} - \varepsilon(T_{11} - T_{21}) = 90 - 0.71(90 - 20)$$

$$T_{12} = 40.3 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Топлински биланс на разменетата топлина меѓу топол и ладен флуид:

$$- C_{min}(T_{12} - T_{11}) = C_{max}(T_{22} - T_{21}) \quad (8)$$

Излезна температура на млеко:

$$(8): T_{22} = T_{21} \left[-\frac{C_{min}}{C_{max}} (T_{12} - T_{11}) \right] = 20 \left[-0.8 * (40.3 - 90) \right] = 59.8 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

9. Во разменуваач на топлина со паралелен тек и површина 10 m^2 има целосна кондензација на козаситена водена пара на 100°C . Кондензацијата се врши со 0.5 kg/s ладна вода со $C_w = 4.18 \text{ kJ/kgK}$ со почетна температура 20°C . Коефициентот на пренос на топлина од пара кон вода е $657 \text{ W/m}^2\text{K}$. Одреди ја температурата на излезна вода, масен проток на грејна пара и топлотната моќност на разменуваачот на топлина.

$$T_{11} = 100 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad A = 10 \text{ [m}^2\text{]}; \quad K = 657 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right] = 0.657 \left[\frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}} \right];$$

$$m_{2(\text{вода})} = 0.5 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right]; \quad T_{21} = 20 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad C_{p_{\text{вода}}} = 4.18 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; \quad C_{p_{\text{пара}}} \sim \infty;$$

1 – топол флуид (козаситена пара); 2 – ладен флуид (вода).

$$D = ?; \quad T_{22} = ?; \quad Q = ?$$

Излезната температура на вода (T_{22}) се пресметува од ефикасноста на разменувачот на топлина:

$$\varepsilon = f\left(N, \frac{C_{min}}{C_{max}}\right) \rightarrow \frac{C_{min}}{C_{max}} = ?; N = ?.$$

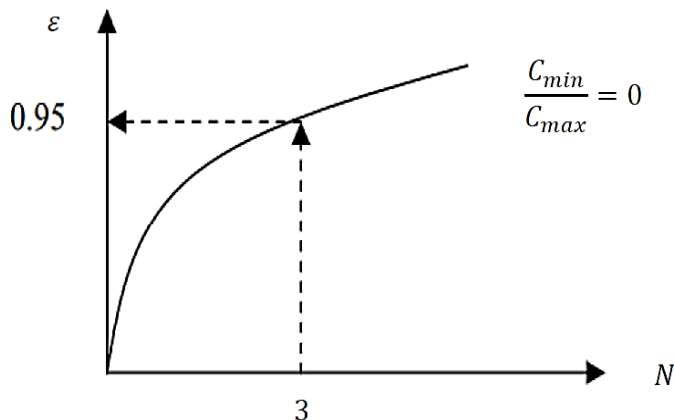
За двонасочен разменувач на топлина:

$$\varepsilon = \frac{T_{11} - T_{12}}{T_{11} - T_{21}} \quad (1)$$

$$C_{max} = (DC_p)_{\text{пара}} = \infty \left[\frac{kW}{K} \right] \quad (2-1)$$

$$C_{min} = (mC_p)_{\text{вода}} = 0.5 * 4.18 = 2.09 \left[\frac{kW}{K} \right] \quad (2-2)$$

$$\frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{2.09}{\infty} = 0 \quad (2)$$



$$N = \frac{KA}{C_{min}} = \frac{0.657 * 10}{2.09} = 3 \quad (3)$$

Отчитано од Прилози, *слика 3.8*: $\varepsilon = 0.95$

Излезната температура на вода:

$$(1): T_{22} = T_{21} - \varepsilon(T_{11} - T_{21}) = 20 - 0.95(100 - 20) = 96 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Топлински биланс за разменета топлина меѓу два флуида, пара и ладна вода:

$$-D(h'' - h') = (mC_p)_{\text{вода}}(T_{22} - T_{21}) = Q_{\text{размена}} \quad (8)$$

$h_g - h_l = h_{lg} \rightarrow$ отчитано од табелата 8.5.2 – 2:

$$\text{за водена пара на } T = 100[^\circ\text{C}] \rightarrow h_{lg} = 2260 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

$$(8): -D * 2260 = 0.5 * 4.18(96 - 20)$$

$$D = 0.07 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right]$$

Топлина разменета во системот:

$$(8): Q_{\text{размена}} = 0.5 * 4.18 (96 - 20) = 159.8 \text{ [kW]}$$

10. Во истонасочен разменуваач на топлина се загрева воздух (идеален гас) на притисок 101.3 kPa со $C_p = 1 \text{ kJ/kgK}$ и волуменски проток $6000 \text{ m}^3/\text{h}$ од температура 40°C до 80°C . Загревањето е со вода на температура од 90°C и специфична топлина 4.18 kJ/kgK . Вредноста на коефициентот на пренос на топлина е $500 \text{ W/m}^2\text{K}$. Вкупната површина на размена на топлина е 18 m^2 . Определи го протокот на вода (kg/s) во разменуваачот и излезна температура на водата.

$$T_{21} = 40[^\circ\text{C}]; T_{22} = 80[^\circ\text{C}]; C_{p_{\text{воздух}}} = 1 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; A = 18[\text{m}^2];$$

$$V = 6000 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] = \frac{6000}{3600} = 1.67 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right]; P = 101.3[\text{kPa}];$$

$$T_{11} = 90[^\circ\text{C}]; C_{p_{\text{вода}}} = 4.18 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; K = 500 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right] = 0.5 \left[\frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}} \right];$$

$$m_{2(\text{вода})} = ? \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right]; T_{12} = ?$$

1 – топол флуид (вода); 2 – ладен флуид (воздух)

Излезната температура на водата (T_{12}) е определена од ефикасноста (ε) на разменуваачот на топлина:

$$\varepsilon = f \left(N, \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \right):$$

$$\varepsilon = \frac{T_{22} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}} \quad (1) \quad \rightarrow \quad \left(\frac{C_{\min}}{C_{\max}} \right) = ?; N = ?$$

$$\frac{C_{\min}}{C_{\max}} = ? \quad (2)$$

$$C_{\min} = (m C_p)_{\text{воздух}} \quad (2 - 1) \rightarrow m_{\text{воздух}} = ?$$

$$n_{\text{воздух}} = \left(\frac{m}{M} \right)_{\text{воздух}} = \frac{PV}{RT} \quad (3)$$

$$(3): m_{\text{воздух}} = \frac{PVM}{RT} = \frac{101.3 * 1.67 * 29}{8.314 * 273} = 2.16 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

Со замена на вредноста од изразот (3) во (2-1):

$$(2 - 1): C_{min} = (mC_p)_{\text{воздух}} = 2.16 * 1 = 2.16 \left[\frac{kW}{K} \right]$$

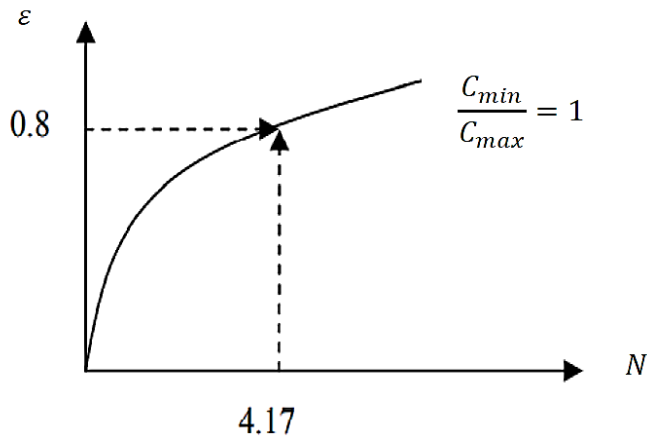
Претпоставка, воздухот е флуид со помал топлински капацитет.

$$C_{min} = C_{\text{воздух}}$$

$$N = \frac{KA}{C_{min}} = \frac{0.5 * 18}{2.16} = 4.17 \quad (4) \quad \rightarrow \quad C_{max} = ?; \quad \frac{C_{min}}{C_{max}} = ?$$

$$(1): \varepsilon = \frac{T_{22} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}} = \frac{80 - 40}{90 - 40} = 0.8;$$

$$(4): N = 4.17 \rightarrow \frac{C_{min}}{C_{max}} - \text{слика 3.8, Прилози}$$



Отчитано од Прилози, [слика 3.8](#), $\frac{C_{min}}{C_{max}} = 1$ – точна претпоставка, воздухот е флуид со минимален топлински капацитет.

$$C_{max} = C_{min} = 2.16 \left[\frac{kW}{K} \right]$$

$$C_{max} = (mC_p)_{\text{вода}} \quad (4)$$

$$(4): m_{\text{вода}} = \frac{C_{max}}{C_p} = \frac{2.16}{4.18} = 0.5 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

Топлински биланс на разменета топлина помеѓу два флуида:

$$\begin{aligned}
-(mC_p)_{\text{вода}}(T_{12} - T_{11}) &= (mC_p)_{\text{воздух}}(T_{22} - T_{21}) = Q_{\text{размена}} \quad (8) \\
-C_{max}(T_{12} - T_{11}) &= C_{min}(T_{22} - T_{21}) = Q_{\text{размена}} \\
T_{12} = T_{11} - \frac{C_{min}}{C_{max}}(T_{22} - T_{21}) &= 90 - 1(80 - 40) = 50[^\circ\text{C}]
\end{aligned}$$

1.9. Нестационарен режим на пренос на топлина

1.9.1. Нестационарен режим на пренос на топлина од флуид низ сид

Ако телото има мал отпор на спроводливост на топлина и термичката отпорност на спроведување топлина низ телото е занемарливо мала во однос на топлинскиот отпор на преносот на топлината на граничната површина од флуид-сид, во тој случај се смета дека телото е со униформна температура низ целиот волумен, за дадено време. Изразот што ја опишува размената на топлината е:

$$Q = \alpha A (T_f - T) d\tau = m C_p dT \quad (1-45); \quad m = \rho V$$

Или во интегрална форма:

$$\int_0^\tau d\tau = -\frac{\rho V C_{p_f}}{A \alpha} \int_{T_{11}}^{T_{12}} \frac{dT}{T_f - T} \quad (1-46)$$

Решение на интегралот:

$$\tau = \frac{\rho V C_{p_f}}{\alpha A} \ln \frac{T_{12} - T_f}{T_{11} - T_f} \quad (1-47)$$

$\alpha \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$ – коефициент на пренос на топлина на гранична површина на флуид;

$\rho \left[\frac{kg}{m^3} \right]$ – густина на тело;

$C_p \left[\frac{KJ}{kg K} \right]$ – специфична топлина на флуид;

$A [m^2]$ – површина на контакт со флуид;

$V [m^3]$ – волумен на тело;

$\tau [s]$ – времетраење на процес на размена на топлина;

T_f [°C]; [K] – температура на флуид;

T_{11} [°C]; [K] – температура на почеток на процесот на топлинска размена;

T_{12} [°C]; [K] – температура на крај од процесот на топлинска размена.

1.9.2. Нестационарни шаржни разменувачи на топлина

Постојат два основни типа уреди:

1. дупликатори (грејната пара кондензира на двојните ѕидови од садот);
2. садови со спирала (грејната пара кондензира во спирална цевка лоцирана во садот).

Диференцијалната равенка што го опишува процесот на размена топлината меѓу грејна пара и флуид:

$$Q = m C_p d(T - T_1) = K A (T_p - T) d\tau \quad (1-48)$$

1. Челична сфера со ($\rho = 7849 \text{ kg/m}^3$, $C_p = 0.46 \text{ kJ/kgK}$; дијаметар 24.5 mm) со униформна температура 700 K одеднаш се потопува во течност со константна температура 394.3 K. Ако коефициентот на пренос на топлина од челичната сфера во течноста е со константна вредност $11.36 \text{ W/m}^2\text{K}$, определи:

а) температурата на челична сфера по еден час (T_2);

б) за колку време температурата на челичната сфера ќе биде 400 [K].

$$\rho = 7846 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]; \quad C_p = 0.46 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; \quad \alpha = 11.36 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right] = 0.01136 \left[\frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}} \right];$$

$$d = 24.5 [\text{mm}] = 0.0245 [\text{m}];$$

$$T_{11} = 700 [\text{K}] = \text{const}; \quad T_f = 349.3 [\text{K}];$$

а) $T_{12} = ?$ за $\tau = 1 [\text{h}] = 3600 [\text{s}]$;

б) $T'_{12} = 400 [\text{K}]; \quad \tau = ?$

Количество топлина што минува (се предава) од сфера на флуид за даден временски интервал (1 час-нестационарен режим):

$$Q_{\text{ч.сфера}} = Q_{\text{течност}} \quad (1)$$

$$m C_p dT = \alpha A (T_f - T) d\tau \quad (1)$$

Со интегрирање на изразот (1) и раздвојување на променливите:

$$(1): \int_0^\tau d\tau = \frac{m C_{p_{\text{течност}}}}{\alpha A_{\text{сфера}}} \int_{T_{11}}^{T_{12}} \frac{dT}{T_f - T}; \quad (1-1); \quad \rightarrow \quad m = ?$$

Маса на топка:

$$m = \rho V_{\text{сфера}} \quad (2) \quad \rightarrow \quad V_{\text{сфера}} = ?$$

$$V_{\text{сфера}} = \frac{d^3 \pi}{6} [m^3] \quad (3)$$

$$(3) \rightarrow (2): \quad m = \rho \frac{d^3 \pi}{6} \quad (2-1)$$

Со замена на изразот (2-1) во (1-1), негово интегрирање и раздвојување на променливите:

$$(1-1): \quad \tau = \frac{m C_{p_{\text{течност}}}}{\alpha A_{\text{сфера}}} \ln \frac{T_{11} - T_f}{T_{12} - T_f} = \frac{\rho \frac{d^3 \pi}{6} C_{p_{\text{течност}}}}{\alpha \pi d^2} \ln \frac{T_{11} - T_f}{T_{12} - T_f} \quad (1-2);$$

$$A_{\text{сфера}} = \pi d^2 [m^2]$$

$$(1-2): \quad \tau = \frac{\rho d C_{p_{\text{течност}}}}{6\alpha} \ln \frac{T_{11} - T_f}{T_{12} - T_f} \quad (1-3)$$

$$(1-3): \quad 3600 = \frac{7846 * 0.46 * 0.0245}{6 * 0.01136} \ln \frac{700 - 349.3}{T_{12} - 349.3}$$

$$T_{12} = 474.6 [K]$$

б) Потребно време за кое температурата на челична сфера е 400 [K]:

$$(1-3): \quad \tau' = \frac{\rho d C_{p_{\text{течност}}}}{6\alpha} \ln \frac{T_{11} - T_f}{T'_{12} - T_f}$$

$$\tau' = \frac{7846 * 0.46 * 0.0245}{6 * 0.01136} \ln \frac{700 - 349.3}{400 - 349.3} = 10720 [s]$$

2. Челичен цилиндар со пречник $2R=3\text{cm}$, должина 0.15 m и униформна температура 650°C , се потопува во масло со постојана температура од 40°C . Физичките својства на маслото се: густина 7830 kg/m^3 , $C_p = 0.465\text{ kJ/kgK}$ и коефициент на пренос на топлина $110\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$. Одреди за кое време челичниот цилиндар ќе се олади до температура 345°C .

$$\rho = 7830 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]; \quad C_p = 0.465 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right]; \quad \alpha = 110 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right] = 0.11 \left[\frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}} \right];$$

$$2R = d = 3[\text{cm}] = 0.03[\text{m}]; \quad L = 0.15[\text{m}];$$

$$T_{11} = 650[^\circ\text{C}] = 923[\text{K}]; \quad T_{12} = 345[^\circ\text{C}] = 618[\text{K}];$$

$$T_f = 40[^\circ\text{C}] = 313[\text{K}] = \text{const}; \quad \tau = ?$$

Количество топлина што преминува од цилиндар на масло:

$$\dot{Q}_{\text{цилиндар}} = \dot{Q}_{\text{масло}} \quad (1)$$

$$m C_p dT = \alpha A (T_f - T) d\tau \quad (1) \quad \rightarrow \quad m = ?$$

Маса на цилиндар:

$$m = \rho V_{\text{цилиндар}} \quad (2)$$

$$V_{\text{цилиндар}} = B H = \frac{d^2 \pi}{4} L = \frac{(0.03)^2 3.14}{4} 0.15 = 0.00011[\text{m}^3] \quad (3)$$

$$(2): \quad m = \rho V_{\text{цилиндар}} = 7830 * 0.00011 = 0.86[\text{kg}]$$

Со замена во изразот (1), негово интегрирање и раздвојување на променливите:

$$\int_0^\tau d\tau = \frac{m C_p \text{масло}}{\alpha A} \int_{T_{11}}^{T_{12}} \frac{dT}{T_f - T}; \quad (1-1)$$

$$A_{\text{цилиндар}} = \pi d L = 3.14 * 0.03 * 0.15 = 0.014[\text{m}^2]$$

$$(1-1): \quad \tau = \frac{m C_p \text{масло}}{\alpha A_{\text{цилиндар}}} \ln \frac{T_{11} - T_f}{T_{12} - T_f}$$

$$\tau = \frac{0.86 * 0.465}{0.110 * 0.014} \ln \frac{923 - 313}{618 - 313} = 166.5[\text{s}]$$

3. Челичен лим со дебелина $2\delta = 20 \text{ mm}$ и почетна температура 500°C , се лади со воздух на температура од 20°C . Физичките својства на материјалот се: $\lambda = 45 \text{ W/mK}$, $\rho = 7900 \text{ kg/m}^3$, $C_p = 0.42 \text{ kJ/kgK}$ и коефициент на пренос на топлина од лим до воздух $35 \text{ W/m}^2\text{K}$. Определи за кое време челичниот лим ќе се олади до 21°C .

$$2\delta = 20 [\text{mm}] = 0.02[\text{m}]; T_1 = 500[^\circ\text{C}] = 773[\text{K}];$$

$$T_f = 20[^\circ\text{C}] = 293[\text{K}]; T_2 = 21[^\circ\text{C}] = 294[\text{K}];$$

Карактеристики на лим:

$$\lambda = 45 \left[\frac{\text{W}}{\text{mk}} \right]; \rho = 7900 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]; C_p = 0.42 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{kg K}} \right];$$

$$\alpha = 35 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right]; \tau = ?$$

$$Q_{\text{воздух}} = Q_{\text{лим}}$$

$$\alpha A (T_f - T) d\tau = m C_p dT \quad (1) \rightarrow m = ?$$

$$\rho = m/V \rightarrow m = \rho V$$

$$(1): Q = \alpha A (T_f - T) d\tau = \rho V C dT \quad (1 - 1)$$

По разделување на променливи и интегрирање:

$$(1 - 1): \frac{\alpha A}{\rho V C} \int_0^\tau d\tau = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{T_f - T} \quad (1 - 2)$$

$$\frac{V}{A} = \frac{2\delta L \alpha}{2L \alpha} = \delta = 10 * 10^{-3} [\text{m}] \quad (2)$$

Волумен и површина на плоча (правоаголна):

$$(1 - 2): \tau = \frac{\rho V C}{\alpha A} \ln \frac{T_1 - T_f}{T_2 - T_f} = \frac{7900 * 10 * 10^{-3} * 0.42}{35 * 10^{-3}} \ln \frac{773 - 293}{294 - 293}$$

$$\tau = 5853 [\text{s}]$$

$$(1): Q = \frac{4 \pi \Delta T}{R} = \frac{4 * 3.14 * 200}{0.24} = 10467 [\text{W}] = 10.5 [\text{kW}]$$

4. Потребно е да се излади 1 t масло ($c_p = 3 \text{ kJ/kgK}$) од 300°C до 120°C , за време од 2 часа. Маслото се става во сад со миксер и се лади со вода на 100°C која влегува во спирална цевка потопена во садот и ја напушта спиралната цевка како козаситена пара.

Ако коефициентот на пренос на топлина е $1000 \text{ W/m}^2\text{K}$, а топлината на испарување на водата е 2290 kJ/kg , определи:

- потребна површина за размена на топлина;
- количина козаситена пара генерирана за време на процесот на ладење масло.

$$m = 1[t] = 1000[\text{kg}]; \quad C_p = 3 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \right]; \quad \tau = 2 [h];$$

$$T_{11} = 300[^\circ\text{C}]; \quad T_{12} = 120[^\circ\text{C}];$$

$$T_{21} = 100[^\circ\text{C}] - T \text{ на вода за ладење};$$

$$K = 1000 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \right]; \quad h_{lg} = 2290 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] \text{ топлина на испарување.}$$

$$A = ?; \quad D = ?$$

Топлински баланс за нестационарен режим ($\tau = 2 \text{ h}$):

$$Q_{\text{размена}} = -Q_{\text{масло}}.$$

Флуидите не ја менуваат агрегатната состојба при размена на топлина:

$$Q = -m C_p dT = K A (T - T_{21}) d\tau \quad (1)$$

$$(1): \int_0^\tau d\tau = -\frac{m C_p \text{масло}}{A K} \int_{T_{11}}^{T_{12}} \frac{dT}{T - T_{21}} \quad (1-1)$$

$$(1-1): \tau = \frac{m C_p \text{масло}}{A K} \ln(T - T_{21}) \Big|_{T_{11}}^{T_{12}} = -\frac{m C_p \text{масло}}{A K} \ln \frac{T_{12} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}} \quad (1-2)$$

$$(1-2): A = -\frac{m C_p \text{масло}}{\tau K} \ln \frac{T_{12} - T_{21}}{T_{11} - T_{21}} = \frac{1000 * 3}{2 * 3600 * 1} \ln \frac{120 - 100}{300 - 100}$$

$$A = 0.96[\text{m}^2]$$

$$\text{б.} \quad Q_{\text{пара}} = Q_{\text{масло}}$$

$$D h_{lg} = m C_{p_{\text{масло}}} (T_{11} - T_{21})$$

$$D = \frac{m C_{p_{\text{масло}}} (T_{11} - T_{12})}{h_{lg}} = \frac{1000 * 3(120 - 300)}{2290} = 235.81 [kg]$$

D – $m_{\text{пара}}$ [маса на пара]

1.10. Филм кондензација

Топлински биланс за размена на топлина при кондензација:

$$Q_{\text{размена}} = \alpha A (T_{\text{кондензација}} - T_{\text{сид}}) = D h_{lg} \quad (1-49)$$

Топлина на кондензација:

$$Q_{\text{кондензација}} = Q_{\text{пара}} = D h_{lg} \quad (1-50)$$

Критериум на Рејнолдс:

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} = \frac{4\delta\rho W}{\mu} \quad (1-51)$$

$W \left[\frac{m}{s} \right]$ – средна брзина,

$\delta [m]$ – дебелина на филм,

$\Gamma \left[\frac{kg}{ms} \right]$ – специфично оросување.

Специфично оросување - количина кондензат на единица периметар:

$$\Gamma = \frac{kg \text{ (кондензат)}}{\text{единица периметар}} = \frac{m_{\text{конд.}}}{\pi d} = \frac{m_{\text{конд.}}}{O_{\text{плоча}}} = \frac{\rho^2 g d^3}{3\mu} \quad (1-52)$$

Отчитување на физичките параметри на флуидот се прави на средната температура на флуид:

$$T_{\text{средна}} = T_{\text{кондензација}} - \frac{3}{4} (T_{\text{кондензација}} - T_{\text{сид}}) \quad (1-53)$$

За вертикални површини и ламинарен проток, $Re < 1200$:

$$\alpha \left(\frac{\mu^2}{g \lambda^3 \rho^2} \right)^{1/3} = 1.47 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{-1/3} = 1.47 Re^{-1/3} \quad (1-54)$$

За хоризонтални површини и ламинарен проток:

$$\alpha \left(\frac{\mu^2}{g \lambda^3 \rho^2} \right)^{1/3} = 1.51 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{-1/3} = 1.51 Re^{-1/3} \quad (1-55)$$

Заедничко за ламинарен проток:

$$\alpha \left(\frac{\mu^2}{g \lambda^3 \rho^2} \right)^{1/3} = 1.51 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{-1/3} = 1.51 Re^{-1/3} \quad (1-56)$$

За вертикални површини и турбулентен проток:

$$\alpha \left(\frac{\mu^2}{g \lambda^3 \rho^2} \right)^{1/3} = 0.0076 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{0.4} = 0.0076 Re^{0.4} \quad (1-57)$$

Дебелина на филм:

$$\delta = \left(\frac{3\Gamma\mu}{\rho^2} \right)^{1/3} \quad (1-58)$$

$$\alpha = 1.13 \left(\frac{g \lambda^3 \rho^2 r}{\Delta T_{sr} L \mu} \right)^{-1/4} \quad (1-59)$$

1. Да се најде температурата на сид на вертикална цевка со должина 0.7 m во која кондензира водена пара на притисок 1 atm. Специфичното оросување е 0.08 kg/ms на долниот дел од цевката. Физичките особини на кондензатот да се земат како за вода на 40°C. Температурата на заситена пара е 100°C на P=1 atm.

$$T_{\text{сид}} = ?; \quad L = 0.7 [m]; \quad P = 1 [atm]; \quad \Gamma = 0.08 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right];$$

$$T_{\text{водена пара}} = 100 [^\circ\text{C}] \text{ на } P = 1 [atm]; \quad T_{\text{кондензат}} = 40 [^\circ\text{C}].$$

$$Q_{\text{размена}} = \alpha A (T_{\text{кондензација}} - T_{\text{сид}}) \quad (1)$$

$$\alpha = ? \rightarrow Re = ?$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (2)$$

За воден кондензат на $T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ (услов), отчитано од *табелата 8.2-4*:

$$T_{\text{кондензат}} = 40 \text{ }^\circ\text{C}: \quad \mu = 657 * 10^{-6} [\text{Pa s}]; \quad \lambda = 0.63 * 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{m K}} \right];$$

$$\rho = 992 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]; \quad \Gamma = 0.08 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m s}} \right].$$

$$(2): Re = \frac{4 * 0.08}{657 * 10^{-6}} = 489.8 < 2100 \text{ ламинарен режим}$$

За вертикални површини, ламинарен проток, $Re < 2100$:

$$\alpha \left(\frac{\mu^2}{g \lambda^3 \rho^2} \right)^{1/3} = 1.47 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{-1/3} = 1.47 Re^{-1/3} \quad (3)$$

$$\alpha \left(\frac{(657 * 10^{-6})^2}{9.81 * (0.63 * 10^{-2})^3 (992)^2} \right)^{1/3} = 1.47 (489.8)^{-1/3}$$

$$\alpha = 3315 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right]$$

Топлински биланс на разменета топлина со кондензација:

$$Q_{\text{размена}} = Q_{\text{кондензација}} = Q_{\text{пара}} \quad (1)$$

$$Q_{\text{размена}} = \alpha A (T_{\text{кондензација}} - T_{\text{сид}}) = D h_{lg} \quad (1)$$

$h_{lg} [kJ]$ – латентна топлина; $D [kg]$ – количина пара;

Количина топлина на кондензација:

$$Q_{\text{кондензација}} = h_{lg} \Gamma \pi d = \alpha A (T_{\text{кондензација}} - T_{\text{сид}}) \quad (4)$$

Отчитано од *табелата за заситена пара на $P=1 [atm]$ (табела 8.5.2-3)*

$$P = 1 [atm] \rightarrow h_{lg} = 2256.79 [kJ] = 2256790 [J]$$

$$(4): 2256790 \Gamma \pi d = 3315 \Gamma \pi d (100 - T_{\text{сид}})$$

$(\Gamma \pi d)$ се крати, го има од двете страни во изразот (4), затоа што:

$$A = \Gamma \pi d$$

$$(4): 2256790 = 3315 (100 - T_{\text{сид}})$$

$$T_{\text{сид}} = 22 [^\circ\text{C}]$$

2. Масло тече по вертикален ѕид како филм со дебелина 1.7 mm. Маслото е со густина 820 kg/m³ и вискозитет 0.20 Pa s. Пресметај ја брзината на проток на маса на единица ширина ѕид, специфичното оросување и критериумот на Рејнолдс. Пресметај ја и просечната брзина.

$$\delta = 1.7 [mm] = 0.0017[m]; \quad \rho = 820 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad \mu = 0.20 [Pa s];$$

$$W = ?; \quad Re = ?; \quad \Gamma = ?$$

$$W = \frac{\rho g \delta^2}{3\mu} = \frac{820(9.806)(1.7 * 10^{-3})^2}{3 * 0.2} = 0.0387 \left[\frac{m}{s} \right]$$

$$\Gamma = \rho \delta W = \frac{g \rho^2 \delta^3}{3\mu} = \frac{9.18 * (820)^2 (1.7 * 10^{-3})^3}{3 * 0.2} = 0.05399 \left[\frac{kg}{s m} \right]$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} = \frac{4(0.05399)}{0.2} = 1.08 < 1200$$

1.11. Уварувачи (Испарувачи)

Топлотен биланс за процес на испарување:

$$Q_{\text{пара (примарна)}} = Q_{p-p} + Q_{\text{испарена вода (секундарна пара)}} + Q_{\text{загуби}} = Q_{\text{разменета}} \quad (1-60)$$

Разменета топлина, топлина од пареа што се предава (разменува) со ладниот флуид:

$$Q_{\text{пара}} = D h_{lg} x = Q_{\text{размена}} \quad (1-61)$$

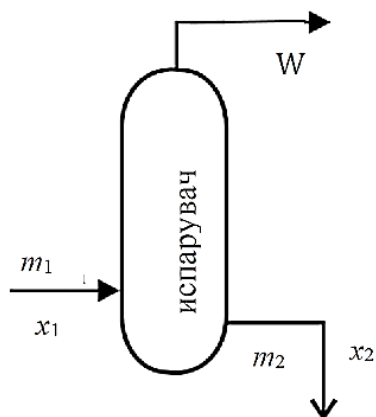
x [%] – процент на сува пара;

$h_{lg} \left[\frac{kJ}{kg} \right]$ – латентна топлина (на испарување);

D [kg] – количина примарна пара;

$$h_{lg} = h'' - h' \quad (1-62)$$

$h''; h'$ [kJ] – секундарна (h_g) и примарна пара (h_l).



Слика 1-27. Уварувач (испарувач)

Израз на материјален биланс за процесот испарување, *слика 1-27*:

$$m_1 = m_2 + W \quad (1-63)$$

$m_1 ; m_2 [kg]$ – влез и излез на раствор;

$W [kg]$ – испарена вода (секундарна пара).

Израз на компонентен материјален биланс за процес на испарување, *слика 1-27*:

$$m_1 x_1 = m_2 x_2 \quad (1-64)$$

x_1 – сува материја во почетен раствор;

x_2 – сува материја во краен раствор

$$W = m_1 \left(1 - \frac{x_1}{x_2} \right) = m_w \quad (1-65)$$

1. Да се пресмета потрошувачката на пара во едностепен уварувач за уварување 2(t/h) натриум хидроксид. Почетната концентрација на растворот е 14 mas%, а крајната 24 mas%. Температурата на грејната пара и нејзиниот кондензат е 150 °C. Топлотните загуби при преварување се 58 000W. Растворот се внесува на температура од 20 °C, врие на 113 °C и има специфична топлина 3.78 (kJ/kg) и топлина на испарување 2227 (kJ/kg).

$$m_1 = 2 \left[\frac{t}{h} \right] = \frac{2000 [kg]}{3600 [s]} = 0.55 \left[\frac{kg}{s} \right]; \quad x_1 = 14\% = 0.14;$$

$$x_2 = 24\% = 0.24;$$

$$T_{\text{пара}} = 150 [^{\circ}\text{C}]; \quad Q_{\text{загуби}} = 58\,000 [W] = 58 [kW];$$

$$h_{lg} = 2227 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \text{ (на } T_{\text{врие.(p-p)}} = 113 [^{\circ}\text{C}]);$$

$$C_{p(p-p)} = 3.78 \left[\frac{kJ}{kg^{\circ}\text{C}} \right]; \quad T_{\text{врие.(p-p)}} = 113 [^{\circ}\text{C}]; \quad T_0 = 20 [^{\circ}\text{C}];$$

$$D = ? \text{ (количина пара)}$$

$$Q_{\text{размена}} = Q_{p-p} + Q_{\text{испарена вода}} + Q_{\text{загуби}} = Q_{\text{пара}} \quad (1)$$

$$Q_{p-p} = ?; \quad Q_{\text{испарена вода}} = ?$$

$$Q_{p-p} = m C_p (T_2 - T_1) = 0.55 * 3.78 (113 - 20)$$

$$Q_{p-p} = 193.3 [kW] = 193.3 \left[\frac{kJ}{s} \right] \quad (2)$$

$$Q_{\text{испарена вода}} = m_w h_{lg} \quad (3)$$

$$m_w = ? \text{ (испарена вода од растворот кој врие)}$$

$$m_w = m_1 \left(1 - \frac{x_1}{x_2} \right) = 0.55 \left(1 - \frac{0.14}{0.24} \right) = 834 \left[\frac{kg}{h} \right] = 0.23 \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (4)$$

$$x_1 = SM \text{ на почетен раствор}; \quad x_2 = SM \text{ на краен раствор.}$$

$$(3): \quad Q_{\text{испарена вода}} = 0.23 * 2227 = 512.2 [kW]$$

Со замена на пресметаните вредности во изразот (1):

$$(1): \quad Q_{\text{размена}} = 195 + 512.2 + 58 = 765.5 [kW] = Q_{\text{пара}}$$

Разменетата топлина е топлината на парата што ја предава-разменува со ладниот флуид:

$$Q_{\text{пара}} = D h_{lg} x = Q_{\text{размена}} (1 - 1)$$

x – степен на сувост на пара;

h_{lg} –латентна топлина (на испарување).

$$(1 - 1): D = \frac{Q_{\text{разменето}}}{x h_{lg}} ;$$

$x = 1$ – за сува заситена пара, $\rightarrow h_{lg} = ?$

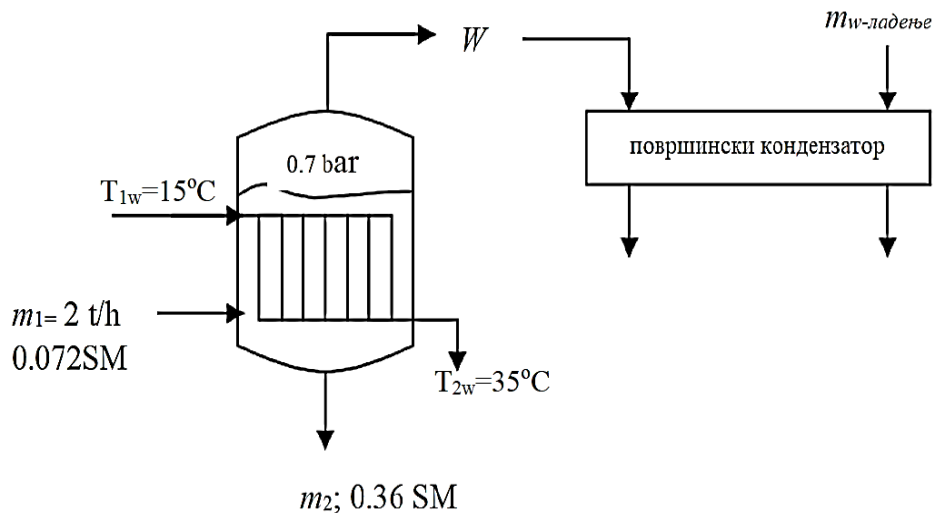
За заситена пара на $T = 150^{\circ}\text{C}$ од Прилози, *табела 8.5.2-1 (8.5.2-1a)*, се отчитува топлината (енталпија) на испарување:

$$h_{lg} = 2113.8 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

$$(1 - 1): D = \frac{765.5}{1 * 2113.8} = 0.326 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right]$$

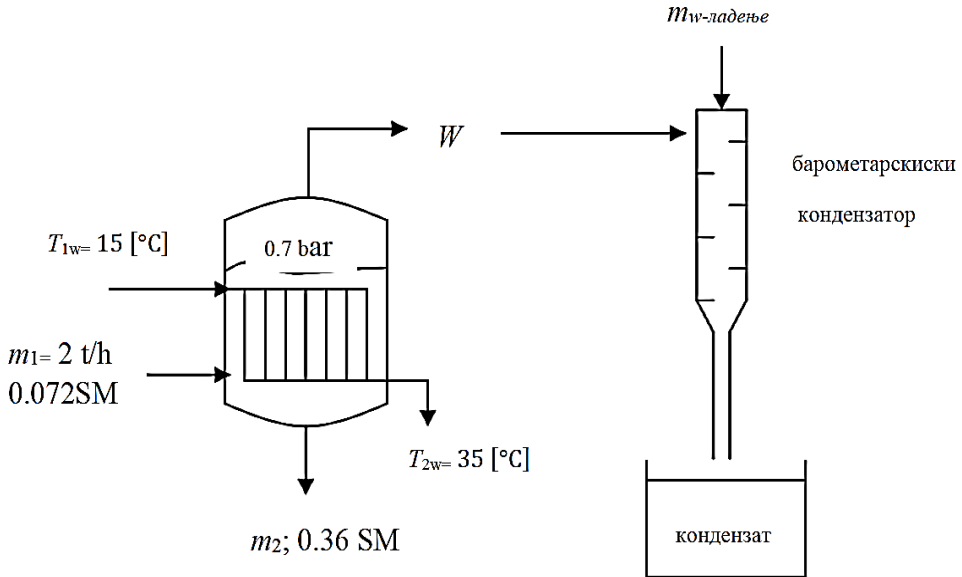
2. Во едностепен уварувач под притисок од 0.7 bar се упарува 2 t/h воден раствор од 0.072 сува маса до 0.36 сува маса. Определи ја потребната количина вода за ладење и кондензација на секундарната пара, ако:

а) Во површинскиот кондензатор, температурата на добиен секундарен кондензат е за 5°C пониска од температурата на кондензација на секундарната пара, *слика 1-28*.



Слика 1-28. Систем за уварување со површински кондензатор

б) Одреди количина на вода потребната за ладење и кондензација на секундарната пара во барометарскиот кондензатор, *слика 1-29*.



Слика 1-29. Систем за уварување со барометарски кондензатор

Во двата случаја водата за ладење се загрева од 15°C до 35°C.

$$m_1 = 2 \left[\frac{t}{h} \right] = 2000 \left[\frac{kg}{h} \right]; \quad x_1 = 0.072; \quad x_2 = 0.36;$$

$$P = 0.7 [bar] = 70 [kPa]; \quad T_{1w} = 15 [^{\circ}C]; \quad T_{2w} = 35 [^{\circ}C];$$

$$m_{w-ладење} = ?$$

Равенки на материјален биланс за процес на испарување, *слика 1-28*:

$$m_1 = m_2 + W \quad (1); \quad \rightarrow \quad m_2 = ?; \quad m_{w-ладење} = ?$$

$m_1; m_2 [kg]$ – маса на на раствор на влез и излез;

$W [kg]$ – испарена вода (секундарна пара).

Компонентен материјален биланс за процесот на испарување, *слика 1-28*:

$$m_1 x_1 = m_2 x_2 \quad (2)$$

x_1 – SM на почетен раствор; x_2 – SM на краен раствор;

$$(2): 2000 * 0.072 = 0.036 m_2$$

$$(2): m_2 = 400 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(1): m_1 = m_2 + W$$

$$2000 = 400 + W$$

$$m_w = W = 2000 - 400 = 1600 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Или директно според изразот (3):

$$W = m_1 \left(1 - \frac{x_1}{x_2} \right) \quad (3)$$

$$W = 2000 \left(1 - \frac{0.072}{0.36} \right) = 1600 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Според податоците за барањето под а):

Отчитано од *табелата 8.5.2-2* за водена пара:

$$P = 70 [kPa] \rightarrow h'' = 2660 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \rightarrow T_{sat} = 90 [^{\circ}C] \quad (\text{за } P = 70 [kPa])$$

Според дадениот услов: вистинската температура на кондензација е за 5[°C] помала од отчитаната температура на кондензација:

$$T_{\text{кондензација}} = 90 - 5 = 85 [^{\circ}C];$$

Потребната количина вода за ладење на секундарна пара (W) што кондензира и преминува во течност, според топлинскиот биланс на површински кондензатор е:

$$W C_{p_w} (T_{1.\text{пара}} - T_{\text{кондензација}}) = m_w C_{p_w} (T_{w1} - T_{w2}) \quad (4)$$

$$(4): m_w = \frac{W (h'' - C_{p_w} T_{\text{кондензација}})}{C_{p_w} (T_{w1} - T_{w2})} = \frac{1600 * (2660 - 4.186 * 85)}{4.186(35 - 15)}$$

$$m_w = 44\,109 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

б) Топлински биланс според изразот (4) (ист со барањето под а):

$$W C_{p_w} (T_{1.\text{пара}} - T_{\text{конден.}}) = m_w C_{p_w} (T_{w1} - T_{w2}) \quad (4)$$

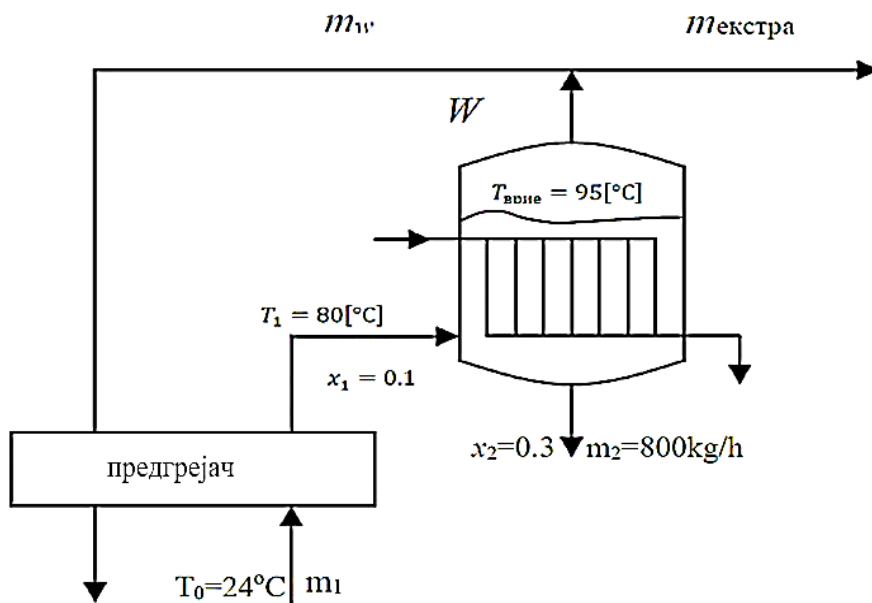
$$(4): m_w = \frac{W (h'' - C_{p_w} T_{\text{конден.}})}{C_{p_w} (T_{w1} - T_{w2})} = \frac{1600 * (2660 - 4.186 * 35)}{4.186(35 - 15)}$$

$$m_w = 48\,109 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

3. За производство 800 kg/h уварено млеко со 30 mas% сува маса (SM) се испарува млеко со 10 mas% сува маса. Пред уварување, млекото се загрева во топлински разменувач од 24°C до 80°C ($C_M = 3.9$ kJ/kgK). Греењето се изведува со кондензација на еден дел од секундарната пара. Останатиот дел секундарна пара се издвојува од уварувачот како дополнителна пара. Точката на вриење на млекото е 95°C.

а) Одреди која количина (kg/h) дополнителна пара се ослободува од уварувачот.

б) Одреди ја топлинската моќ на уварувачот (kW) ако топлинската загуба во околината е 20 kW.



Слика 1-30. Уварувач

Млеко : 10% SM → 30% SM (тежински);

$$x_1 = 10\% = 0.1; \quad x_2 = 30\% = 0.3; \quad C_{p_{\text{млеко}}} = 3.9 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \right];$$

$$m_2 = 800 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] - \text{уварено млеко};$$

$$T_0 = 24 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_1 = 80 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad T_{\text{врие.}} = 95 \text{ [}^\circ\text{C]}; \quad Q_{\text{загуби}} = 20 \text{ [kW]};$$

$$W = ? \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right].$$

Загревањето е со кондензација на секундарна пара (m_w).

$$m_{\text{екстра}} = ?$$

Општ материјален биланс:

$$m_1 = m_2 + W \quad (1) \quad W \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] - \text{испарена вода}$$

Биланс на сува материја:

$$m_1 x_1 = m_2 x_2 \quad (2)$$

$$(2): 0.1 m_1 = 800 * 0.3$$

$$m_1 = 2400 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$(1): W = m_1 - m_2 = 2400 - 800 = 1600 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Топлински биланс на предгрејач, *слика 1-30*:

$$Q_{\text{млеко.}} = Q_{\text{секундар. пара}} \quad (3)$$

$$m C_{p_{\text{млеко}}} (T_2 - T_1) = W h_{lg} = W (h'' - h') \quad (3)$$

Латентна топлина на кондензација:

$$h_{lg} = h'' - h'$$

h'' и h' – енталпија на пара (h_g), односно течност (h_l), соодветно.

За водена пара на $T=95^\circ\text{C}$, отчитана латентна топлина од *табелата 8.5.2-1(8.5.2-1a)*:

$$h_{lg} = 2273 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$(3): 2400 * 3.9 * (80 - 24) = m_w * 2273$$

$$m_w = 230.91 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Според *сликата 1-30*:

$$W = m_w + m_{екстра} \quad (4)$$

$$(4): m_{екстра} = W - m_w = 1600 - 231.91 = 1369.01 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Топлински биланс на уварувач, *слика 1-30*:

$$Q_{размена} = Q_{млеко} + Q_{пара кондензира} + Q_{загуби} \quad (5)$$

$$Q_{размена} = m C_p (T_2 - T_1) + W h_{lg} + Q_{загуби} \quad (5)$$

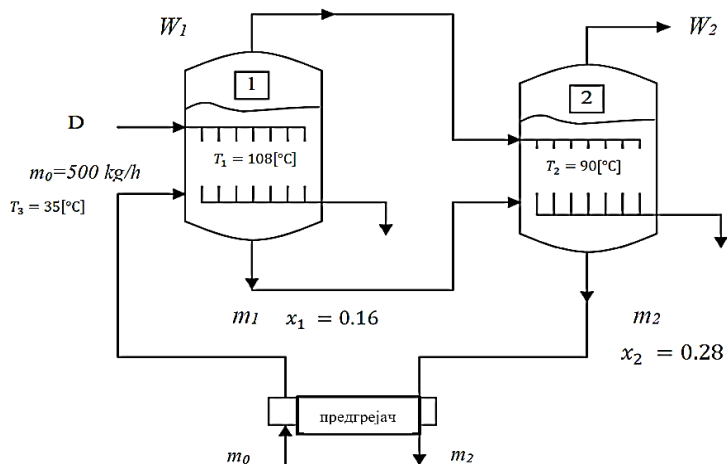
$$Q_{размена} = \frac{2400}{3600} 3.9 (80 - 24) + \frac{1600}{3600} 2270 + 20$$

$$Q_{размена} = 1068 [kW]$$

4. Во вториот уварувач од двостепена батерија влегува 500 kg/h раствор со 16 mas% сува маса од првиот уварувач. Температурата на вриење во првиот уварувач е 108 °C, а во вториот уварувач 90 °C. Уварениот раствор од вториот уварувач е со специфична топлина 3.42 kJ/kgK и со 28 mas% сува маса, а се користи за претходно загревање на напојот во предгрејач. Ако се занемарат топлината од ладење на кондензатот од секундарна пара на првиот уварувач и на вториот уварувач како и топлотните загуби, да се определи:

а) Колку секундарна пара поминува од првиот во вториот уварувач (kg/h).

б) За колку ќе се зголеми температурата на напојната смеса во предгрејачот, ако растворот што се уварува со ($C_k = 3.42 \text{ kJ/kgK}$) излегува од предгрејачот изладен на $T_3 = 35^\circ\text{C}$.



Слика 1-31. Двостепена батерија

$$m_0 = 500 \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{500}{3600} = 0.138 \left[\frac{kg}{s} \right];$$

$$x_1 = 16 [mas\%] = 0.16 \text{ до } x_2 = 28 [mas\%] = 0.28$$

$$T_{\text{вриење1}} = 108[^\circ\text{C}]; \quad T_{\text{вриење2}} = 90[^\circ\text{C}]; \quad T_3 = 35[^\circ\text{C}]; \quad C_p = 3.42 \left[\frac{kJ}{kg} \right];$$

$$Q_{\text{заг}} = 0[kW]; \quad W_1 = ?; \quad \Delta T_1 = ?$$

Топлински биланс за вториот уварувач, бидејќи за првиот уварувач нема доволно податоци:

$$Q_1 \text{ пара примарна} = Q_{\text{раствор}} + Q_2 \text{ пара секундарна} \quad (1)$$

$$W_1 h_{lg1} = m_1 C_{p1} (T_{\text{вриење1}} - T_{\text{вриење2}}) + W_2 h_{lg1} \quad (1)$$

$h'' - h' = h_{lg}$ – топлина на испарување,

Отчитано од Прилози, табела 8.5.2-1(8.5.2-1a):

$$\text{за } T_{\text{вриење1}} = 108[^\circ\text{C}]: \quad h_{lg1} = 2235 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$\text{за } T_{\text{вриење2}} = 90[^\circ\text{C}]: \quad h_{lg1} = 2282 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$C_{p_1} = (1 - x_1)C_{pw} = (1 - 0.16) * 4.186 = 3.52 \left[\frac{kJ}{kg^\circ} \right] \quad (2)$$

$$W_1 = ?; \quad W_2 = ?$$

Материјален биланс за вториот уварувач, *слика 1-31*:

$$\text{ОМБ: } m_1 = m_2 + W_2 \quad (3)$$

$$\text{КМБ: } m_1 x_1 = m_2 x_2 \quad (4); \quad W_2 = 0 \text{ вода; } SM = 0$$

$$(4): \quad 500 * 0.16 = 0.18 m_2$$

$$(4): \quad m_2 = 285.7 \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{285.7}{3600} = 0.079 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$(3): \quad W_2 = m_1 - m_2 = 500 - 285.7 = 214.3 \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{214.3}{3600} = 0.06 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

Со замена на вредностите од изразите (2 до 4) во изразот (1)

$$(1): \quad W_1 = \frac{m_1 C_{p_1} (T_{\text{вриење}1} - T_{\text{вриење}2}) + W_2 h_{lg_1}}{h_{lg_1}}$$

$$W_1 = \frac{0.138 * 3.53(108 - 90) + 0.06 * 2282}{2235} = 0.0568 \left[\frac{kg}{s} \right] = 204.6 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

б) Топлински биланс за предгрејач, *слика 1-31*:

$$m_o C_{p_o} \Delta T_p = m_2 C_{p_2} (T_{\text{вриење}2} - T_3) \quad (5) \quad \rightarrow \quad m_o = ?$$

Материјален биланс за уварувач (1):

$$\text{ОМБ: } m_o = m_1 + W_1 \quad (6)$$

$$\text{КМБ: } m_o x_o = m_1 x_1 \quad (7); \quad W_1 = 0 \text{ вода; } SM = 0$$

$$(6): \quad m_o = 500 + 204.62 = 704.62 \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{704.6}{3600} = 0.196 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$(7): \quad x_o = \frac{m_1 x_1}{m_o} = \frac{500 * 0.16}{704.2} = 0.11$$

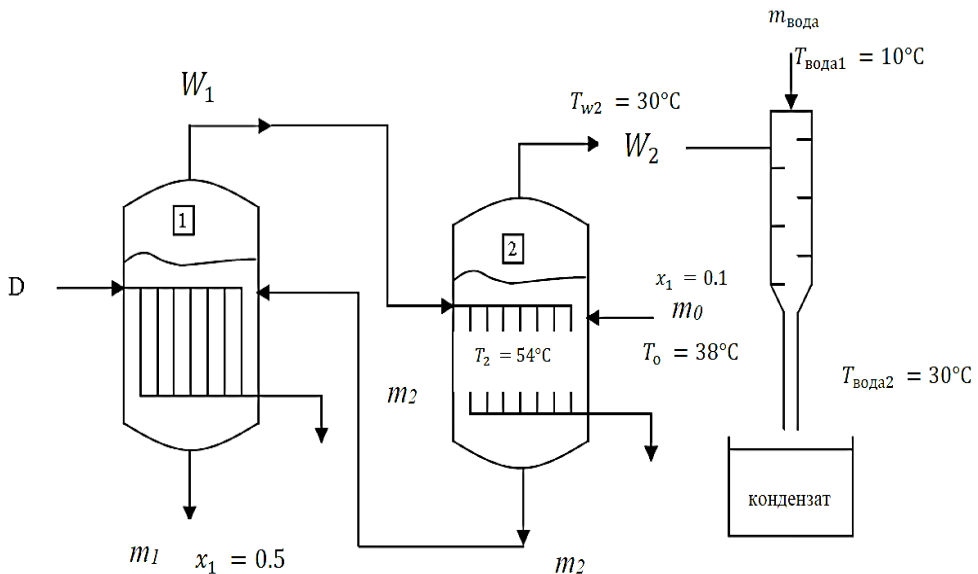
$$C_{p_o} = (1 - x_o)C_{pw} = (1 - 0.11)4.18 = 0.89 * 4.186 = 3.72 \left[\frac{kJ}{kg^\circ} \right] \quad (8)$$

Со замена на вредностите од изразите (6 до 8) во изразот (5):

$$(5): \Delta T_p = \frac{m_2 C_{p2}(T_{\text{вриење}2} - T_3)}{m_0 C_{p0}} = \frac{0.079 * 3.42(90 - 35)}{0.196 * 3.72} = 20.5[^\circ\text{C}]$$

5. Во двостепена батерија со противнасочен тек се уварува 4536 kg/h воден раствор со почетна температура 38 °C од 10 mas % сува маса до 50 mas % SM. Растворот во вториот уварувач има точка на вриење 54 °C а притисок на пара во првиот уварувач е 0.3 bar. Примарната пара на температура од 100°C е сувозаситена водена пара. Да се занемари ладењето на кондензатот и парата (m_{w1} и D), како и топлотните загуби за двата уварувача. Да се одреди:

- масниот проток: на растворот од вториот до првиот уварувач, секундарната пара од првиот до вториот уварувач, (kg/s);
- потрошувачката на примарна пара, D (kg/s);
- потрошената вода на температура од 10°C за кондензација на секундарната пара од вториот уварувач во барометарскиот кондензатор, m_w (kg/s), ако температурата на добиениот кондензат е 30°C.



Слика 1-32. Двостепена батерија

$$m_o = 4536 \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{4536}{3600} = 1.26 \left[\frac{kg}{s} \right];$$

$$x_o = 10 \text{ mas\%} = 0.1; \quad x_1 = 50 \text{ mas\%} = 0.5;$$

$$T_{\text{вриење2}} = 54[^\circ\text{C}]; \quad P_1 = 0.3 [\text{bar}];$$

$$T_o = 38[^\circ\text{C}]; \quad T_D = 100[^\circ\text{C}]; \quad T_w = 10[^\circ\text{C}]; \quad T_{w2} = 30[^\circ\text{C}];$$

$$W_1 = ?; \quad m_1 = ?; \quad D \left(\frac{kg}{s} \right) = ?; \quad m_w \left[\frac{kg}{s} \right] = ?; \quad Q_{\text{зар}} = ?$$

Општ материјален биланс, *слика 1-32*, за прв уварувач (бр.1):

$$m_2 = m_1 + W_1 \quad \rightarrow \quad W_1 = m_2 - m_1 \quad (1)$$

Општ материјален биланс за уварувачот (бр.2):

$$m_o = m_2 + W_2 \quad \rightarrow \quad W_2 = m_o - m_2 = 4536 - m_2 \quad (2)$$

Биланс на SM-материји за цел уварувач:

$$m_o x_o = m_1 x_1 \quad (3)$$

Замена на познатите вредности во изразот (3):

$$(3): 1.26 * 0.1 = 0.5 m_1$$

$$m_1 = 0.25 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

Биланс на топлината за уварувачот 2:

$$Q_{m_{o1}} + Q_{w_1} = Q_{m_2} + Q_{w_2} + Q_{w_1 \text{ кондензат}}$$

$$m_o C_{p_o} T_o + W_1 h_1'' = m_2 C_{p_2} T_2 + W_2 h_2'' + W_1 h_1' \quad (4)$$

За намалување на непознатите се прави смена:

$$m_o = m_2 + W_2 \quad \rightarrow \quad m_2 = m_o - W_2 \text{ во изразот (4)}$$

$$(4): m_o C_{p_o} T_o + W_1 h_1'' = m_o C_{p_2} T_2 - W_2 C_{p_2} T_2 + W_2 h_2'' + W_1 h_1' \quad (4-1)$$

$$h_{lg} = h'' - h'$$

h'' – енталпија на пара (h_g) и h' – енталпија на течност (h_l),

со прегрупирање напроменливите во изразот (4-1):

$$(4-1): W_1 h_1'' - W_1 h_1' = m_o C_{p_2} T_2 - m_o C_{p_o} T_o - W_2 C_{p_2} T_2 + W_2 h_2'' \quad (4-2)$$

Ако $C_{p0} = C_{p2} = C_p$ -иста суровина

$(WCpT) = (Wh')$ – кондензат(течност)

$$(4 - 2): W_1(h_1'' - h_1') = m_o C_p (T_2 - T_o) - W_2 h_2' + W_2 h_2''$$

$$W_1(h_1'' - h_1') = m_o C_p (T_2 - T_o) + W_2(h_2'' - h_2')$$

$$W_1 h_{lg1} = m_p C_p (T_2 - T_o) + W_2 h_{lg2} \quad (4 - 3) \rightarrow C_p = ?; W_2 = ?; W_1 = ?$$

Отчитани вредности од *табелата 8.5.2-1 (8.5.2-1a)* за сувозаситена водена пара за топлината на испарување (услов на задача):

$$h_{lg1} = 2336 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \text{ (топлина на кондензација за } P_1 = 0.3 \text{ bar);}$$

$$h_{lg} = 2373 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \text{ (топлина на кондензација за } T_{\text{вриење}2} = 54^\circ\text{C).}$$

Специфична топлина на раствор:

$$C_{p_{p-p}} = x_{p-p} C_w = (1 - x_w) C_w = (1 - 0.1) 4.18 = 3.76 \left[\frac{kJ}{kg K} \right]$$

Количини испарена вода во уварувачите: $W_2 = ?; W_1 = ?$:

$$W_1 = m_2 - m_1 = m_2 - 0.25; \quad W_2 = m_o - m_2 = 1.26 - m_2 \quad (5)$$

$$(5) \rightarrow (4 - 3): (m_2 - 0.25) h_{lg1} = m_o C_p (T_2 - T_p) + (1.26 - m_2) h_{lg2}$$

Со замена на сите познати вредности во изразот (4-3):

$$(4 - 3): (m_2 - 0.25) 2336 = 1.26 * 3.76 (54 - 38) + (1.26 - m_2) 2373$$

$$2336 m_2 - 584 = 75.8 + 2374.3 - 2373 m_2$$

$$4709 m_2 = 3034.1$$

$$m_2 = 0.9 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

Количини испарена вода од изразот (5) се:

$$(5): W_1 = m_2 - m_1 = m_2 - 0.25 = 0.9 - 0.25 = 0.65 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$(5): W_2 = m_p - m_2 = 1.26 - m_2 = 1.26 - 0.9 = 0.25 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

Биланс на SM-материи за прв уварувач:

$$m_0 x_0 = m_2 x_2 \quad (3)$$

$$1.25 * 0.1 = 0.9 x_2$$

$$x_2 = 0.14$$

Топлински биланс за прв уварувач:

Суровина од уварувач (2) + примарна пара за загревање (D) =
излез од 1 уварувач + испарена (секундарна пара)
+ кондензат од примарна пара за загревање (6)

$$Q_{m_2} + D = Q_{m_1} + Q_{W_1} + Q_{D \text{ кондензат}} \quad (6)$$

$$m_2 C_{p_2} T_2 + Dh'' = m_1 C_{p_1} T_1 + W_1 h_1'' + Dh' \quad (6)$$

За намалување на непознатите се прави смена:

$$m_2 = m_1 + W_1 \quad (7)$$

$$(7): m_1 = m_2 - W_1 \quad (7-1)$$

$$(7-1) \rightarrow (6): m_2 C_p T_2 + Dh'' = m_2 C_{p_1} T_1 - W_1 C_p T_1 + W_1 h_1'' + Dh' \quad (6-1)$$

Ако ($h_{lg} = h'' - h'$) и прегрупирање на изразот (6-1)

$$(6-1): Dh'' - Dh' = m_2 C_{p_1} T_1 - m_2 C_{p_2} T_2 - W_1 C_{p_1} T_1 + W_1 h_1'' \quad (6-2)$$

Ако $C_{p_1} = C_{p_2} = C_p$ – иста суровина

$W C_p T = W h'$ – кондензат (течност)

$$(6-2): D(h'' - h') = m_2 C_p (T_1 - T_2) - W_1 h_1' + W_1 h_1''$$

$$D(h'' - h') = m_2 C_p (T_1 - T_2) - W_1 (h_1'' - h_1')$$

$$D h_{lg-D} = m_2 C_p (T_1 - T_2) + W_1 h_{lg_1} \quad (6-3)$$

Крајната температура на излезот од првиот уварувач на $P_1 = 0.3 \text{ bar}$ е температурата на вриење на тој уварувач ($T_{\text{вриење}1} = T_1 = T_k$), отчитано од *табелата 8.5.2-2(8.5.2-3)*:

$$T_{\text{вриење}1} = 69.12 [^\circ\text{C}] \text{ (точка на вриење вода за } P_1 = 0.3 \text{ bar)}$$

Топлината на испарување на примарната пара (h_{lg}), како сувозаситена водена пара за првиот уварувач на $T_D = 100^\circ\text{C}$ (услов на задача), отчитана од *табелата 8.5.2-1(8.5.2-1a)*:

$$h_{lgD} = 2257 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \text{ (за } T_{\text{пара}} = 100^\circ\text{C)}$$

Специфична топлина на растворот:

$$C_p = (1 - x_2)C_w = (1 - 0.14) 4.18 = 3.47 \left[\frac{kJ}{kg K} \right]$$

Со замена на вредностите се добива:

$$(6 - 3): \quad 2275 D = 0.9 * 3.47 (69 - 54) + 0.65 * 2336$$

$$(6 - 3): \quad 2275 D = 46.8 + 1518.4$$

$$(6 - 3): \quad D = 0.69 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

в) Топлински биланс на барометарски кондензатор (разменувач на топлина со директна размена на топлина меѓу потопла и поладна течност, *слика 1-32* израз (8):

$$T_{\text{вода1}} = 10[^\circ\text{C}] \quad \rightarrow \quad T_{\text{вода2}} = 30[^\circ\text{C}] ; \quad m_{\text{вода}} = ? \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$-Q_{w_2} = Q_{\text{вода}}$$

$$m_{\text{вода}} C_w T_{\text{вода1}} + W_2 h_2'' = W_2 C_{p_2} T_{w_2} + m_{\text{вода}} C_w T_{\text{вода2}} \quad (8)$$

Со прегупирање на изразот (8):

$$W_2 h_2'' - W_2 C_{p_2} T_{w_2} = m_{\text{вода}} C_w T_{\text{вода2}} - m_{\text{вода}} C_w T_{\text{вода1}} \quad (8 - 1)$$

$$W_2 (h_2'' - C_{p_2} T_{w_2}) = m_{\text{вода}} C_w (T_{\text{вода2}} - T_{\text{вода1}}) \quad (8 - 2)$$

Потребна енталпија на парата од уварувачот (2), отчитана од *табелата 8.5.2-1а*:

$$T_{\text{вриење2}} = 54[^\circ\text{C}] \quad \rightarrow \quad h'' = 2599 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

$$(8 - 2): \quad m_w = \frac{W_2 (h'' - C_w T)}{C_w (T_{\text{вода2}} - T_{\text{вода1}})}$$

$$m_w = \frac{0.25 (2599 - 4.18 * 30)}{4.18(30 - 10)} 15.4 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

ПРЕНОС НА МАСА

2. ДИФУЗИЈА

Основа на голем број технолошки операции е движење на материјата (односно движење на масата). Дифузија е операција што се изведува кога постои разлика на концентрација во системот. Честичите дифундираат во насока од повисока кон пониска концентрација, сè додека не се постигне рамнотежна состојба (не се изедначи концентрацијата). Брзината на дифузија изразена како *флукс на дифузија* е дефинирана како: маса (m) што при дифузија минува низ единица површина во единица време.

$$n_A = \frac{\Delta C}{R_D} \quad (2-1)$$

$$\dot{N}_A = n_A A; \quad N_A = \dot{N}_A \tau \quad (2-2)$$

$\Delta C \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3(A+B)} \right]$ – разлика на моларна концентрација на компонента (A),

$R_D \left[\frac{\text{s}}{\text{m}} \right]$ – отпор при транспорт на материја со молекуларна дифузија,

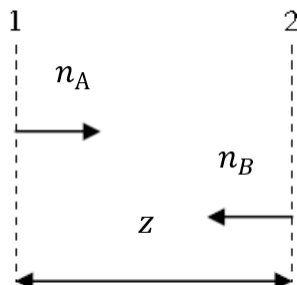
$N_A \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}} \right]$ – моларен флукс на компонента (A),

$n_A \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right]$ – моларен проток на компонента (A),

$R = 8.314 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \right]$ – гасна константа.

$$C_A = \frac{p_A}{R T} = y_A \frac{P}{R T} \quad (2-3) \quad \rightarrow \quad p_A = y_A P \quad (2-3-1)$$

2.1. Еквимоларна противнасочна молекуларна дифузија



Слика 2-1. Двонасочна дифузија

Пресметка на моларен флукс на компонента (A):

$$n_A = \frac{C_{A1} - C_{A2}}{\frac{z}{D}} = \frac{p_{A1} - p_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{1}{RT} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{P}{RT} \quad (2-4); \quad n_B = -n_A$$

$y_A \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol(A+B)}} \right]$ – молски удел на компонента (A) во гас;

$x_A \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol(A+B)}} \right]$ – молски удел на компонента (A) во течност;

$z [m]$ – растојание меѓу слоеви;

$D [m^2/s]$ – коефициент на дифузија;

$p_A; P [Pa]$ – парцијален и вкупен притисок;

$p_A^0 [Pa]$ – напон на пари.

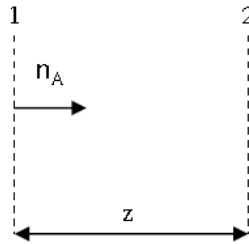
Раулов закон (течност)

$$p_{A1} = x p_A^0 \quad (2-5)$$

Далтонов закон (гас)

$$p_{A1} = y P \quad (2-6)$$

2.2. Еднонасочна молекуларна дифузија на компонента (A) преку стационарен слој



Слика 2-2. Стационарна еднонасочна дифузија

Пресметка на моларен флукс на компонента (A):

$$N_A = \frac{C_{A1} - C_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{C}{C_{Bln}} = \frac{p_{A1} - p_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{1}{RT} \frac{P}{p_{Bln}} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{P}{RT} \frac{1}{y_{Bln}} \quad (2-7)$$

$C_{Bln}; p_{Bln}; y_{Bln}$ – средна логаритамска (молска концентрација; парцијален притисок и молски удел соодветно) на компонентата (B) дадена со изразот:

$$C_{B \ln} = \frac{C_{B1} - C_{B2}}{\ln \frac{C_{B1}}{C_{B2}}}; \quad p_{B \ln} = \frac{p_{B1} - p_{B2}}{\ln \frac{p_{B1}}{p_{B2}}}; \quad y_{B \ln} = \frac{y_{B1} - y_{B2}}{\ln \frac{y_{B1}}{y_{B2}}} \quad (2-8)$$

$C \left[\frac{\text{kmol } A+B}{\text{m}^3(A+B)} \right]$ – моларна концентрација на гасна смеса, дадена со изразот:

$$C = \frac{C_1 + C_2}{2} = \frac{P}{R T} \quad (2-9)$$

$D_{AB} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]$ – коефициент на дифузија (или само (D)) зависи од состојбата на флуидот.

Коефициент на дифузија на гас (D_{AB}):

$$\frac{D_{AB} P}{T^{\frac{3}{2}}} = \text{const} \quad (2-10)$$

Коефициент на дифузија за разблажен раствор (D_{AB}):

$$\frac{T}{\mu D_{AB}} = \text{const} \quad (2-11)$$

2.3. Коефициент на дифузивност; дифузивност низ гасови

Равенка на Fuller за дифузивност низ гасови:

$$D_{AB} = \frac{1 * 10^{-7} T^{1.75} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{P [(\sum v_A)^{1/3} + (\sum v_B)^{1/3}]^2} \quad (2-12)$$

v_A - збир на структурни волуменски прирасти, *табела 9-1*.

$D_{AB} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]$ – коефициент на дифузивност;

Методот се користи за смеса на неполарни гасови или за поларно-неполарна смеса.

$$D_{AB} = \frac{T^{1.75}}{P} \quad (2-13)$$

Изразот (2-13) се користи за пресметка на коефициентот на дифузивност (D'_{AB}) на определена температура и притисок, различна од табеларно експериментално достапната вредност за (D_{AB}) на одредена температура и притисок.

2.3.1. Дифузија низ разредени раствори

$$D_{AB} = 1.173 * 10^{-16} (\varphi M_B)^{\frac{1}{2}} \frac{T}{\mu_B V_A^{0.6}} \quad (2-14) \quad (Wilke - Chang)$$

$$D_{AB} = \frac{9.96 * 10^{-16} T}{\mu_B V_A^{1/3}} \quad (2-15)$$

$$D_{AB} \left[\frac{m^2}{s} \right]; \quad \mu [Pa s]; \quad V_A [m^3 / kmol].$$

Изразот (2-14) се користи за мал волумен, $V < 0.5 \left[\frac{m^3}{kmol} \right]$; а изразот (2-15) се користи за поголем волумен $V > 0.5 [m^3 / kmol]$ или $500 [cm^3 / mol]$.

Се користат *табелите 9-2, 9-3 и 9-4*, а вредноста на (φ) е:

$$\varphi = 2.6 \text{ вода}, \quad \varphi = 1.9 \text{ метанол}, \quad \varphi = 1.5 \text{ етанол},$$

$$\varphi = 1 \text{ бензен, етер, хептан и други слични растворувачи.}$$

1. Определи ја дифузивноста на гасна смеса составена од нормален бутанол (А), што се шири низ воздух (В) на 1 atm aps. За пресметка користи равенка на Фулер за следните температури, а добиените резултати споредете ги со експерименталните податоци.

а) За $T=0^\circ\text{C}$.

б) За $T=25.9^\circ\text{C}$.

в) За $T=0^\circ\text{C}$ и $P=2.0 \text{ atm aps}$

$$D_{AB} = ?$$

$$(a) P = 1.00 [atm]; \quad T = 273 + 0 = 273 [K];$$

$$M_A (\text{бутанол}) = 74.1 \left[\frac{kg}{kmol} \right]; \quad M_B (\text{воздух}) = 29 \left[\frac{kg}{kmol} \right].$$

$$D_{AB} = \frac{1 * 10^{-7} T^{1.75} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{P \left[(\sum v_A)^{1/3} + (\sum v_B)^{1/3} \right]^2} \quad (1)$$

За бутанол (C₄H₁₀O), дифузивен волумен од *табелата 9-1* (првите вредности):

$$\begin{aligned} \sum v_A &= 4(C) + 10(H) + 1(O) = 4(16.5) + 10(1.98) + 1(5.48) \\ \sum v_A &= 91.28 \end{aligned}$$

За воздух дифузивен волумен:

$$\sum v_B = 20.1$$

Со замена во изразот (1):

$$(1): D_{AB} = \frac{1 * 10^{-7} (273)^{1.75} \left(\frac{1}{74.1} + \frac{1}{29} \right)^{1/2}}{1 \left[(91.28)^{1/3} + (20.1)^{1/3} \right]^2} = 7 * 10^{-6} \left[\frac{m^2}{s} \right]$$

Оваа вредност отстапува за (+ 10%) од експериментално добиената вредност, *табела 9-2*:

$$7.03 * 10^{-6} [m^2/s]$$

$$б) T = 273 + 25.9 = 298.9[K],$$

другите вредности се исти како под а). Со замена во изразот (1):

$$(1): D_{AB} = \frac{1 * 10^{-7} (298.9)^{1.75} \left(\frac{1}{74.1} + \frac{1}{29} \right)^{1/2}}{1 \left[(91.28)^{1/3} + (20.1)^{1/3} \right]^2} = 9 * 10^{-6} \left[\frac{m^2}{s} \right]$$

Оваа вредност отстапува за (+ 4%) од експериментално добиената вредност, *табела 9-2*:

$$8.7 * 10^{-6} [m^2/s].$$

$$в) P = 2 [atm]; \quad T = 273[K] = 0[^\circ C],$$

другите вредности се исти како под а)

Со замена во изразот (1):

$$(1): D_{AB} = \frac{1 * 10^{-7} (273)^{1.75} \left(\frac{1}{74.1} + \frac{1}{29}\right)^{\frac{1}{2}}}{2 \left[(91.28)^{\frac{1}{3}} + (20.1)^{\frac{1}{3}} \right]^2} = 3.865 * 10^{-6} [m^2/s]$$

2. Определи го коефициентот на дифузија на ацетон (CH_3COCH_3) во вода на $25^\circ C$ и $50^\circ C$, со употреба на равенката Wilke-Chang. Експерименталната вредност на температура од $25^\circ C$ (298 K) е $1.277 * 10^{-9} m^2/s$.

$$D_{AB} = 1.277 * 10^{-9} [m^2/kmol];$$

$$D_{AB} = ?; T = 25 [^\circ C] \text{ и } T = 50 [^\circ C].$$

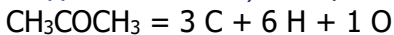
$$D_{AB} = 1.173 * 10^{-16} (\varphi M_B)^{\frac{1}{2}} \frac{T}{\mu_B \nu_A^{0.6}} \quad (1)$$

Вискозност на вода, Прилози, *НОМОГРАМ-1*:

$$T = 25 [^\circ C] \text{ отчитано: } \mu = 0.8937 * 10^{-3} [Pa s]$$

$$T = 50^\circ C \text{ отчитано: } \mu = 0.5494 * 10^{-3} [Pa s]$$

• Од табелата 9-1, за ацетон (A):



За ацетон, дифузивен волумен:

$$\nu_A = 3(0.0148) + 6(0.0037) + 1(0.0074) = 0.0740 [m^3/kmol]$$

$$\text{За вода: } \varphi = 2.6; M = 18 \left[\frac{g}{mol} \right]$$

$$\text{За } T = 25 [^\circ C] = 298 [K]:$$

$$(1): D_{AB} = 1.173 * 10^{-16} (2.6 * 18)^{\frac{1}{2}} \frac{298}{0.8937 * 10^{-3} * (0.0740)^{0.6}}$$

$$D_{AB} = 1.277 * 10^{-9} [m^2/kmol]$$

$$\text{За } T = 50 [^\circ C] = 323 [K]:$$

$$(1): D_{AB} = 1.173 * 10^{-16} (2.6 * 18)^{\frac{1}{2}} \frac{323}{0.5494 * 10^{-3} * (0.0740)^{0.6}}$$

$$D_{AB} = 2.251 * 10^{-9} [m^2/kmol]$$

3. Коефициентот на дифузија на етилалкохол C_2H_5OH (компонента A) во воздух (компонента B) на притисок 100 (kPa) и температура $25^\circ C$

е $0.119 \text{ cm}^2/\text{s}$. Да се пресметаат: коефициентот на дифузија на оваа смеса на ист притисок и температурата од $67 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$D_{AB} = 0.119 \left[\frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \right]; \quad T = 25 \text{ } [^\circ\text{C}]; \quad P = 100 \text{ [kPa]};$$

$$P = 100 \text{ [kPa]}; \quad T = 67 \text{ } [^\circ\text{C}]; \quad D_{AB} = ?$$

Врската меѓу коефициент на дифузија низ гас:

$$\frac{D_{AB}P}{T^{\frac{3}{2}}} = \text{const} \quad (1)$$

$$(1): \frac{D_{AB,1} P_1}{T_1^{\frac{3}{2}}} = \frac{D_{AB,2} P_2}{T_2^{\frac{3}{2}}} \quad (2)$$

$$(2): D_{AB(67^\circ\text{C})} = D_{AB(25^\circ\text{C})} \frac{P_1}{P_2} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{3}{2}}$$

$$D_{AB(25^\circ\text{C})} \frac{100}{100} \left(\frac{65 + 273}{25 + 273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0.145 \left[\frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \right]$$

4. Колкав е односот на коефициентот на дифузија на амонијак (NH_3) во смеса од воздух во разблажен воден раствор на температура од 5°C и притисок 200 (kPa) .

$$P = 200 \text{ [kPa]}; \quad T = 5 \text{ } [^\circ\text{C}]; \quad D_{AB} = ?$$

$$D_{AB(5^\circ\text{C}, 200\text{kPa})} = D_{AB(0^\circ\text{C}, 100\text{kPa})} \frac{P_1}{P_2} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{3}{2}} \quad (1); \quad \rightarrow \quad D_{AB(0^\circ\text{C}, 100\text{kPa})} = ?$$

Вредност за коефициент на дифузија на амонијак во воздух на 5°C ($D_{AB(5^\circ\text{C}, 200\text{kPa})}$) нема во *табелата 9-2*. Неговата вредност се пресметува според постоечка вредност во *табелата 9-2* (за друга температура и притисок), на пример за 0°C и 100 [kPa] .

$$D_{AB(273\text{K}; 100\text{kPa})} = 0.198 \left[\frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \right]$$

$$(1): D_{AB(5^\circ\text{C}, 200\text{kPa})} = \frac{1}{2} \left(\frac{278}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 0.102 \left[\frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \right]$$

Многу често се користат и други начини на дефинирање на концентрацијата на компонентите во флуидот. Најчесто се користат молски удели што може да се доведат во врска со молската концентрација на компонентата:

$$C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{n_A + n_B}{V} = \frac{n_A}{n_A + n_B} \quad (2-16)$$

Молскиот удел на компонентата (A):

$$X_A = \frac{n_A}{n_A + n_B} \quad (2-17)$$

за течна фаза:

$$C_A = C x_A$$

за гасна фаза:

$$C_A = C y_A \quad (2-18)$$

каде што:

$C \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^3(\text{A+B})} \right]$ – вкупна концентрација на течност или гас.

Молска концентрација на компонентата определена врз основа на масен удел:

$$C_A = \frac{\rho_{cm} x_A}{M_A} \quad (2-19)$$

$\rho_{cm} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$ – густина на смеса,

x_A – масен удел на компонента (A) во течна смеса,

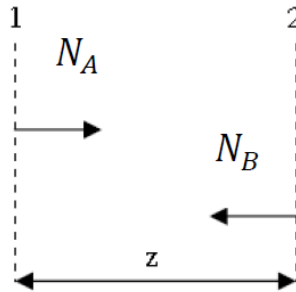
y_A – масен удел на компонента (A) во гасна смеса.

2.3.2. Еквимоларна дифузија

1. Смесата на јаглерод диоксид (A) и воздух (B) е на температура од 298 K и притисок од 202.6 kPa. По должина на површината на двете паралелни рамнини, на растојание од 3 mm (*слика 2-3*), се измерени молски удели на јаглерод диоксид во смесата, $y_1 = 25 \text{ mol\%}$ и $y_2 = 15 \text{ mol\%}$. Коэффициентот на дифузија на јаглерод диоксид низ воздухот е $0.82 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$, во услови на работа. Да се одреди:

а) Моларен флукс на компонента (A), ако дифузијата е еквимоларна и противнасочна.

- б) Моларен флуks на компонента (A) ако критичната вредност на притисок е 101.3 kPa за температура од 350 K.
 в) Претстави го процесот на еквимоларна и противнасочна дифузија во координатен систем y-z.



Слика 2-3. Еквимоларна и противнасочна дифузија

$$T = 298 \text{ [K]}; \quad P = 202.6 \text{ [kPa]} = 202.6 * 10^3 \text{ [Pa]};$$

$$z = 3 \text{ [mm]} = 3 * 10^{-3} \text{ [m]};$$

$$y_1 = 25 \text{ mol\%} = 0.25; \quad y_2 = 15 \text{ mol\%} = 0.15;$$

$$D_{AB} = 0.82 * 10^{-5} \text{ [m}^2/\text{s]}.$$

а) $N_A = ?$ еквимоларна и противнасочна;

б) $N_A = ?$; $P_c = 101.3 \text{ [kPa]} = p'$; $T_c = 350 \text{ [K]} = T'$.

За еквимоларна и противнасочна дифузија, моларен флуks:

$$N_A = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\frac{z}{D_{AB}}} \frac{P}{RT} = \frac{0.25 - 0.15}{\frac{3 * 10^{-3}}{0.82 * 10^{-5}}} \frac{202.6 * 10^3}{8314 * 298}$$

$$N_A = 2.24 * 10^{-5} \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{m}^2\text{s}} \right] \quad (1)$$

б. Коефициентот на дифузија (D_{AB}) се менува со промена на притисокот и температурата:

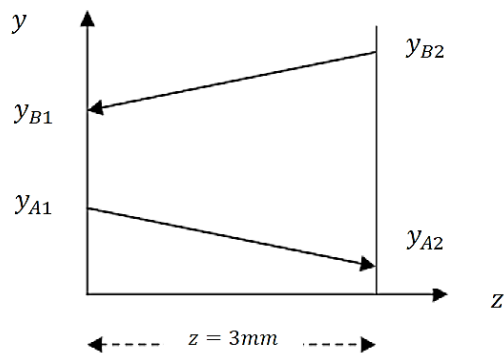
$$\frac{D_{AB}P}{T^{\frac{3}{2}}} = \text{const} \quad (2)$$

$$(2): D'_{AB} = D_{AB} \left(\frac{T'}{T} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{P}{P'} = 0.82 * 10^{-5} * \left(\frac{350}{298} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{202.6}{101.3} = 2.73 * 10^{-5} \left[\frac{m^2}{s} \right]$$

$$(1)': N'_A = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\frac{z}{D'_{AB}}} \frac{P'}{R T'} = \frac{0.25 - 0.15}{\frac{3 * 10^{-3}}{2.73 * 10^{-5}}} \frac{101.3 * 10^3}{8314 * 350}$$

$$N'_A = 3.17 * 10^{-5} \left[\frac{kmol A}{m^2 s} \right]$$

в)



2. Слој од бензен со густина од 880 kg/m^3 и дебелина од 1 mm се наоѓа на дното од отворен резервоар со дијаметар 5 m . Температура од 295 K има во резервоарот со амбиентален воздух (B) и бензен (A). Коефициентот на дифузија на пара на бензен низ воздух и напон на пара на бензен на температура 295 K се $D_{AB} = 8 * 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $p_A^0 = 13.3 \text{ kPa}$, соодветно. Ако мерењето покаже дека на растојание од 3 mm , концентрацијата на бензен во воздухот е практично нула и ако атмосферскиот притисок е 101.3 kPa , определи го времето на испарување на дадената количина бензен.

$$\rho = 880 \left[\frac{kg}{m^3} \right] \text{ (бензен); } z = 1 [mm] = 1 * 10^{-3} [m];$$

$$d = 5 [m]; \quad T = 295 [K];$$

$$D_{AB} = 8 * 10^{-6} [m^2/s]; \quad p_A^0 = 13.3 [kPa];$$

$$z = 3 [mm] = 3 * 10^{-3} [m];$$

$$P = 101.3 [kPa]; \quad C_A = 0; \quad \tau = ?$$

n_A [kmol] – количина (молови) на бензен во резервоар;

$M_A = 78 \left[\frac{kg}{kmol} \right]$ – молекуларна тежина на бензен;

$n_A \left[\frac{kmol}{s} \right]$ – моларен проток на компонента.

$$\tau = \frac{n_A}{N_A} \quad (1); \quad \rightarrow \quad n_A = ?; \quad N_A = ?$$

$$n_A = \frac{m}{M} \quad (2); \quad \rightarrow \quad m = \rho V;$$

$$(2): n_A = \frac{\rho V}{M} \quad (2 - 1) \quad \rightarrow \quad V = ?$$

За цилиндричен резервоар:

$$V = \frac{\pi}{4} d^2 H \quad (3) \quad \rightarrow \quad H = z$$

$$(3): V = \frac{\pi}{4} d^2 z \quad (3 - 1)$$

$$(2 - 1): n_A = \frac{\rho \frac{\pi}{4} d^2 z}{M} = \frac{880 * \frac{\pi}{4} 5^2 * 1 * 10^{-3}}{78} = 0.22 \text{ [kmol A]}$$

Моларен флуks на гас:

$$N_A = \frac{p_{A1} - p_{A2}}{\frac{z}{D_{AB}}} \frac{1}{RT} \frac{P}{p_{Bln}} \quad (4); \quad \rightarrow \quad p_{A1} = ?; \quad p_{A2} = ?; \quad p_{Bln} = ?$$

Според Раулов закон:

$$p_{A1} = x p_A^o = 1 * 13.3 * 10^3 = 13.3 * 10^3 \text{ [Pa]} \quad (5)$$

$$p_{A2} = 0 \text{ [Pa]} \quad (6)$$

$$p_{Bln} = \frac{p_{B1} - p_{B2}}{\ln \frac{p_{B1}}{p_{B2}}} \quad (7) \quad \rightarrow \quad p_{B1} = ?; \quad p_{B2} = ?$$

$$P = p_{A1} + p_{B1} \quad (8)$$

$$(8): p_{B1} = P - p_{A1} = 101.3 * 10^3 - 13.3 * 10^3 = 88 * 10^3 \text{ [Pa]} \quad (8 - 1)$$

$$(8): p_{B2} = P - p_{A2} = 101.3 * 10^3 - 0 = 101.3 * 10^3 \text{ [Pa]} \quad (8 - 2)$$

$$(7): p_{B \ln} = \frac{p_{B1} - p_{B2}}{\ln \frac{p_{B1}}{p_{B2}}} = \frac{88 * 10^3 - 101.3 * 10^3}{\ln \frac{88 * 10^3}{101.3 * 10^3}} = 94.5 * 10^3 [Pa] \quad (9)$$

Со замена на добиени вредности во изразот (4):

$$(4): N_A = \frac{p_{A1} - p_{A2}}{\frac{z}{D_{AB}}} \frac{1}{R T} \frac{P}{p_{B \ln}} = \frac{13.3 * 10^3 - 0}{\frac{3 * 10^{-3}}{8 * 10^{-6}}} \frac{1}{8.314 * 295} \frac{101.3 * 10^3}{94.5 * 10^3}$$

$$N_A = 1.55 * 10^{-5} \left[\frac{kmol A}{m^2 s} \right]$$

Бензенот се наоѓа во цилиндричен резервоар, а неговиот флуks е:

$$(4): \dot{N}_A' = N_A \frac{\pi}{4} D^2 = 1.55 * 10^{-5} \frac{3.14}{4} 5^2 = 30.43 * 10^{-5} \left[\frac{kmol}{s} \right]$$

Бараното време е:

$$(1): \tau = \frac{n_A}{N_A'} = \frac{0.22}{30.43 * 10^{-5}} = 723 [s]$$

3. На обете страни од воден филм (B), со дебелина 2 mm и температура 18°C, има раствор на NaCl (A) со густина 1219 kg/m³ и концентрација $x_{A1} = 0.071 \frac{kmol A}{kmol(A+B)}$ и $x_{A2} = 0.033 \frac{kmol A}{kmol(A+B)}$ со густина 1019 kg/m³. Во услови на работа коефициентот на дифузија на NaCl (A) низ вода (B) е $1.34 * 10^{-9} m^2/s$. Одреди го моларниот флуks на NaCl транспортиран низ водениот филм.

$$z = 2 [mm] = 2 * 10^{-3} [m]; \quad T = 18 [^{\circ}C]; \quad D_{AB} = 1.34 * 10^{-9} \left[\frac{m^2}{s} \right];$$

$$\rho_1 = 1219 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad \rho_2 = 1019 \left[\frac{kg}{m^3} \right];$$

$$x_{A1} = 0.071 \left[\frac{kmol A}{kmol(A+B)} \right]; \quad x_{A2} = 0.033 \left[\frac{kmol A}{kmol(A+B)} \right];$$

$$N_A = ?$$

-Моларен флуks на NaCl, транспортиран низ воден филм:

$$N_A = \frac{C_{A1} - C_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{C}{C_{Bln}} \quad (1) \quad \rightarrow \quad C_{A1} = ? ; C_{A2} = ? ; C = ? ; C_{Bln} = ?$$

Моларна концентрација на NaCl, на двете страни од воден филм:

$$C_{A1} = x_{A1} \frac{\rho_1}{M_1} (2 - 1); \quad C_{A2} = x_{A2} \frac{\rho_2}{M_2} (2 - 2); \quad \rightarrow \quad M_1 = ? ; M_2 = ?$$

Моларната маса на смеса, од двете страни на водениот филм:

$$M_1 = x_{A1} M_A + (1 - x_{A1}) M_B = 0.071 * 59 + (1 - 0.071) 18$$

$$M_1 = 20.9 \left[\frac{kg}{kmol} \right] \quad (3 - 1)$$

$$M_2 = x_{A2} M_A + (1 - x_{A2}) M_B = 0.033 * 59 + (1 - 0.033) 18$$

$$M_2 = 19.35 \left[\frac{kg}{kmol} \right] \quad (3 - 2)$$

Со замена на изразот (3-1) во (2-1) и (3-2) во (2-2):

$$(2 - 1): \quad C_{A1} = x_{A1} \frac{\rho_1}{M_1} = 0.071 \frac{1219}{20.9} = 4.14 \left[\frac{kmol A}{m^3(A + B)} \right]$$

$$(2 - 2): \quad C_{A2} = x_{A2} \frac{\rho_2}{M_2} = 0.033 \frac{1019}{19.35} = 1.74 \left[\frac{kmol A}{m^3(A + B)} \right]$$

Вкупна концентрација:

$$C = \frac{C_1 + C_2}{2} = \frac{C_{A1} + C_{B1} + C_{A2} + C_{B2}}{2} \quad (4); \quad \rightarrow \quad C_{B1} = ? ; C_{B2} = ?$$

Моларна концентрација на водата, од двете страни на воден филм:

$$C_{B1} = (1 - x_{A1}) \frac{\rho_1}{M_1} = (1 - 0.071) \frac{1219}{20.9} = 54.16 \left[\frac{kmol A}{m^3(A + B)} \right] \quad (5 - 1)$$

$$C_{B2} = (1 - x_{A2}) \frac{\rho_2}{M_2} = (1 - 0.033) \frac{1019}{19.35} = 50.92 \left[\frac{kmol A}{m^3(A + B)} \right] \quad (5 - 2)$$

Со замена на вредноста на изразите (2-1) , (2-2) ,(5-1) и (5-2) во (4):

$$(4): C = \frac{4.14 + 54.16 + 1.74 + 50.92}{2} = 55 \left[\frac{kmol A}{m^3(A + B)} \right]$$

$$C_{Bln} = \frac{C_{B1} - C_{B2}}{\ln \frac{C_{B1}}{C_{B2}}} = \frac{54.16 - 50.92}{\ln \frac{54.16}{50.92}} = 52.52 \left[\frac{kmol A}{m^3(A + B)} \right] \quad (6)$$

$$(1): N_A = \frac{C_{A1} - C_{A2}}{\frac{z}{D}} \frac{C}{C_{Blm}} = \frac{4.14 - 1.74}{\frac{2 * 10^{-3}}{1.34 * 10^{-9}}} \frac{55.5}{52.52} = 1.7 * 10^{-6} \left[\frac{kmol A}{m^2 s} \right]$$

2.4. Конвективна дифузија

$$N_A = \frac{\text{движечка сила}}{\text{отпор}} \quad (2-20)$$

$\beta \left[\frac{kmol(A)}{m^2(\text{един.движечка сила})} \right]$ – коефициент на конвективен (еднонасочен) пренос на маса;

$\beta' \left[\frac{kmol(A)}{m^2(\text{един.движечка сила})} \right]$ – коефициент на противнасочен-конвективен пренос на маса .

2.4.1. Еквимоларна противнасочна дифузија

Погонска сила за овој тип дифузија во зависност од фазата (гасна или течна) е изразена:

$$\text{гасна фаза: } \Delta p \rightarrow \frac{1}{\beta'_p}; \quad \Delta C \rightarrow \frac{1}{\beta'_c}; \quad \Delta y \rightarrow \frac{1}{\beta'_y}$$

Израз за коефициент на противнасочен-конвективен пренос на маса:

$$\beta'_y = p\beta'_p; \quad \beta'_c = R_u p \beta'_p \quad (2-21)$$

$$\text{течна фаза: } \Delta x \rightarrow \frac{1}{\beta'_x}; \quad \Delta C \rightarrow \frac{1}{\beta'_c}$$

Израз за коефициент на противнасочен-конвективен пренос на маса:

$$\beta'_x = C\beta'_c \quad (2-22)$$

$\Delta y; \Delta p; \Delta x, \Delta C$ – движечка сила.

2.4.2. Еднонасочна дифузија

Погонска сила за еднонасочна дифузија за гасна фаза е изразена:

$$\text{гасна фаза: } \Delta p \rightarrow \frac{1}{\beta_p}; \quad \Delta y \rightarrow \frac{1}{\beta_y}$$

Израз за коефициент на конвективен (еднонасочен) пренос на маса за гасна фаза:

$$\beta_y = p\beta_p \quad \beta_c = R_u p \beta_p \quad (2-23)$$

Погонската сила за еднонасочна дифузија за течна фаза е изразена:

$$\text{течна фаза: } \Delta x \rightarrow \frac{1}{\beta_x}; \quad \Delta C \rightarrow -\frac{1}{\beta_c}$$

Израз за коефициент на конвективен (еднонасочен) пренос на маса низ течна фаза:

$$\beta_x = C\beta_c \quad (2-24)$$

Врска помеѓу коефициентот на еднонасочен конвективен пренос на маса (β) и противнасочен-конвективен пренос на маса (β') за гасна односно течна фаза:

$$\begin{aligned} \beta_p &= \beta'_p \frac{p}{p_{Bln}}; & \beta_c &= \beta'_c \frac{C}{C_{Bln}}; \\ \beta_y &= \beta'_y \frac{1}{y_{Bln}}; & \beta_x &= \beta'_x \frac{1}{x_{Bln}} \end{aligned} \quad (2-25)$$

Моларен флуks на конвективна дифузија:

$$N_A = \frac{p^0 - p_{H_2O}}{\frac{1}{\beta_p}} = \frac{x_A p^0 - y p}{\frac{1}{\beta'_p}} \quad (2-26)$$

$p^0 [Pa]$ – напон на пареина компонента;

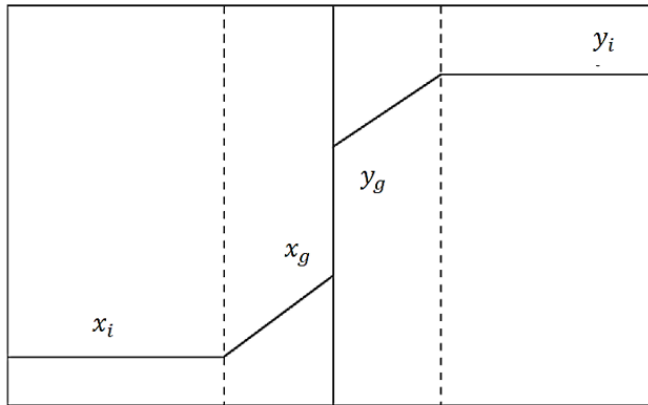
$p [Pa]$ – парцијален притисок на компонента.

2.4.3. Примена на конвективна дифузија кај апсорпција

Транспорт на материја на компонента (А) од гасна до течна фаза во двокомпонентна смеса на гас (А + В) во неиспарлива течност.

A) Апсорпција

Течна фаза



Гасна фаза

Слика 2-4. Апсорпција

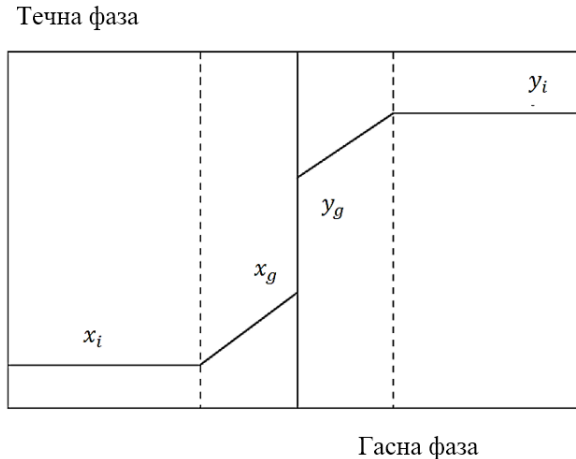
Пресметката на моларен флуks преку индивидуален коефициентот на конвективен пренос на маса (β):

$$N_A = \frac{C_{Ag} - C_{Ai}}{\frac{1}{\beta_C}} = \frac{p_{Ai} - p_{Ag}}{\frac{1}{\beta_p}} = \frac{y_{Ai} - y_{Ag}}{\frac{1}{\beta_y}} = \frac{x_{Ag} - x_{Ai}}{\frac{1}{\beta_x}} \quad (2-27)$$

Пресметката на моларен флуks преку вкупен коефициент на конвективен пренос на маса (K):

$$N_A = \frac{C_A^* - C_{Ai}}{\frac{1}{K_C}} = \frac{p_{Ai} - p_A^*}{\frac{1}{K_p}} = \frac{y_{Ai} - y_A^*}{\frac{1}{K_y}} = \frac{x_A^* - x_{Ai}}{\frac{1}{K_x}} \quad (2-28)$$

Б) Десорпција



Слика 2-5. Десорпција

Пресметката на моларен флуks преку индивидуален коефициент на конвективен пренос на маса (β) е:

$$N_A = \frac{C_{Ai} - C_{Ag}}{\frac{1}{\beta_C}} = \frac{p_{Ag} - p_{Ai}}{\frac{1}{\beta_p}} = \frac{y_{Ag} - y_{Ai}}{\frac{1}{\beta_y}} = \frac{x_{Ai} - x_{Ag}}{\frac{1}{\beta_x}} \quad (2-29)$$

Пресметката на моларен флуks преку вкупен коефициент на конвективен пренос на маса (K) е:

$$n_A = \frac{C_{Ai} - C_A^*}{\frac{1}{K_C}} = \frac{p_A^* - p_{Ai}}{\frac{1}{K_p}} = \frac{y_A^* - y_{Ai}}{\frac{1}{K_y}} = \frac{x_{Ai} - x_A^*}{\frac{1}{K_x}} \quad (2-30)$$

(y ; x) – молски удели во гасна (y) и течна (x) фаза, соодветно;

(x_{Ai} ; y_{Ai}) – молски удел во фаза;

x_{Ag} ; y_{Ag} – молски удел (течна) на граница;

C_{Ai} $\left[\frac{\text{kmol } A}{\text{m}^3(A)} \right]$ – концентрација во фаза;

C_{Ag} $\left[\frac{\text{kmol } A}{\text{m}^3(A)} \right]$ – гранична концентрација;

p_{Ai} [Pa] – парцијален притисок во фазата (течна или гасна);

p_{Ag} [Pa] – парцијален притисок во фазата (течна или гасна) на границата меѓу фазите;

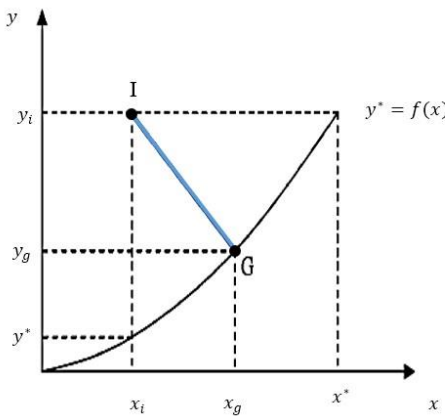
(K_C, K_x, K_p, K_y) – вкупен коефициент на пренос на маса за гас (K_p, K_y) за течност (K_C, K_x) ;

$\frac{1}{K_y}, \frac{1}{K_p}, \frac{1}{K_C}, \frac{1}{K_x}$ – вкупен отпор на пренос на маса.

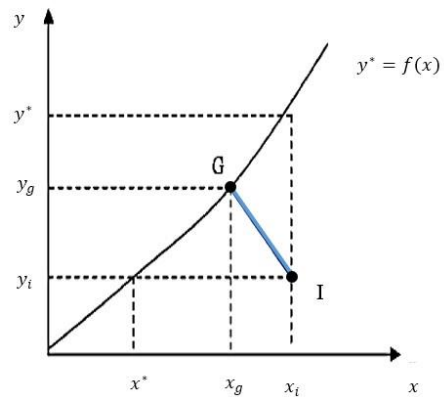
Врска меѓу парцијален $(\beta_x \beta_y)$ и вкупен коефициент (K_x) на пренос на маса:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}; \quad (2-31)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m} \frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (2-31-1)$$



Слика 2-6. Апсорпција



Слика 2-7. Десорпција

Коефициентот на правец на оперативната линија $\operatorname{tg} \alpha = -\frac{\beta_x}{\beta_y}$.

1. Компонентата (А) се апсорбира од вода (С) во колона за апсорпција од (А + В) смеса на гас. Процесот се изведува под услов на еднаква отпорност на премин на маса низ граничниот слој на гас и течност. Во еден пресек на колоната, компонентата (А) има моларен флуks од $1.29 \cdot 10^{-4} \text{ kmolA}/(\text{m}^2\text{s})$, парцијален притисок во гасна фаза 5400Pa и моларна концентрација во течна фаза $0.045 \text{ kmolA}/\text{m}^3$. Равенката на линија на рамнотежа за овој систем е:

$$p_A^*[\text{Pa}] = 10.664 \cdot 10^4 C_A \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{m}^3} \right]$$

За наведениот пресек, одреди:

а) Коефициенти на пренос на маса $(K_p; K_C)$;

б) Парцијалните коефициенти на пренос на маса (β_p, β_C).

$$p_{Ai} = 5400 [Pa]; \quad C_{Ai} = 0.045 \left[\frac{kmol A}{m^3(A)} \right]; \quad N_A = 1.29 * 10^{-4} \left[\frac{kmol A}{m^2 s} \right];$$

$$p_A^* = 10.664 * 10^4 C_A; \quad K_p = ?; \quad K_C = ?; \quad \beta_p = ?; \quad \beta_C = ?$$

Израз за моларен флуks, преку вкупен коефициент на конвективен пренос на маса:

$$N_A = K_p(p_{Ai} - p_A^*) \quad (1)$$

$$(1): K_p = \frac{N_A}{p_{Ai} - p_A^*} (1 - 1); \quad \rightarrow \quad p_A^* = ?$$

Рамнотежен притисок се определува според израз за равенка на линија на рамнотежа, услов:

$$p_A^* = 10.664 * 10^4 C_A = 10.664 * 10^4 * 0.045 = 4798.8 [Pa] \quad (2)$$

За гасна фаза, со замена на изразот (2) во израз (1-1) се пресметува вкупниот коефициент на пренос низ гасна фаза (K_p):

$$(2) \rightarrow (1 - 1): K_p = \frac{n_A}{p_{Ai} - p_A^*} = \frac{1.29 * 10^{-4}}{5400 - 47 * 98.9}$$

$$K_p = 2.15 * 10^{-7} \left[\frac{kmol A}{m^2 s(\Delta p)} \right]$$

Аналогно се пресметува и вкупен коефициент на пренос на маса низ течна фаза (K_C):

$$N_A = K_C(C_A^* - C_{Ai}) \quad (3)$$

$$(3): K_C = \frac{n_A}{C_A^* - C_{Ai}} (3 - 1); \quad \rightarrow \quad C_A^* = ?$$

Рамнотежната концентрација (C_A^*) за течна фаза се пресметува по обратна постапка. Според условот, од изразот за рамнотежна равенка, за даден парцијален притисок се определува (C_A^*).

$$p_A^* = 10.664 * 10^4 C_A \quad (4)$$

$$(4): C_A^* = \frac{p_{Ai}}{10.664 * 10^4} = \frac{5400}{10.664 * 10^4} = 0.051 \left[\frac{kmol A}{m^3 s} \right] \quad (4 - 1)$$

$$(3 - 1): K_C = \frac{N_A}{C_A^* - C_{Ai}} = \frac{1.29 * 10^{-4}}{0.051 - 0.045} = 2.15 * 10^{-2} \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 \text{s}(\Delta C)} \right]$$

б) Од еднаквата отпорност, следува:

$$\frac{1}{\frac{\beta_p}{1}} = 0.5 \quad \rightarrow \quad \beta_p = \frac{K_p}{0.5} = \frac{2.15 * 10^{-7}}{0.5} = 4.3 * 10^{-7} \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 \text{s}(\Delta p)} \right]$$

$$\frac{1}{\frac{\beta_C}{1}} = 0.5 \quad \rightarrow \quad \beta_C = \frac{K_C}{0.5} = \frac{2.15 * 10^{-2}}{0.5} = 4.3 * 10^{-2} \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 \text{s}(\Delta C)} \right]$$

2. Смеса од амонијак (А) и воздух (В) тече низ вертикална цевка, а надолу по ѕидовите се слива вода (С). На одредено ниво на цевката, амонијакот е со 0.8 kmol(A)/kmol(A+B), моларен удел во гас и 0.05 kmol(A)/kmol(A+C) моларна содржина во течноста. Системот има температура од 30°C, притисок од 101.3 kPa, а изразот за рамнотежа е дефиниран со *табелата 2-1*:

Табела 2-1. Рамнотежа на систем амонијак-воздух-вода

$x \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol(A + C)}} \right]$	0	0.05	0.10	0.17	0.25	0.30
$y \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol(A + B)}} \right]$	0	0.07	0.14	0.36	0.59	0.92

Ако отпорот на транспорт на супстанцата (А) во гас е 60% од вкупниот отпор на пренос на супстанцата (А), утврди:

а) Локален моларен флуks на амонијак, ако парцијалниот коефициентот на премин на маса низ течна фаза е $\beta_x = 1.388 * 10^{-6}$ [kmolA/m²sΔx].

б) Парцијален коефициент на конвективен пренос на маса во течна фаза β_C , ако молекулската маса и густина на растворот се приближно еднакви на молекулската маса и густина на водата на иста температура.

в) Коефициенти на пренос на маса, утврдени во однос на движечката сила на процесот во гасна фаза (K_y) и течна фаза (K_x).

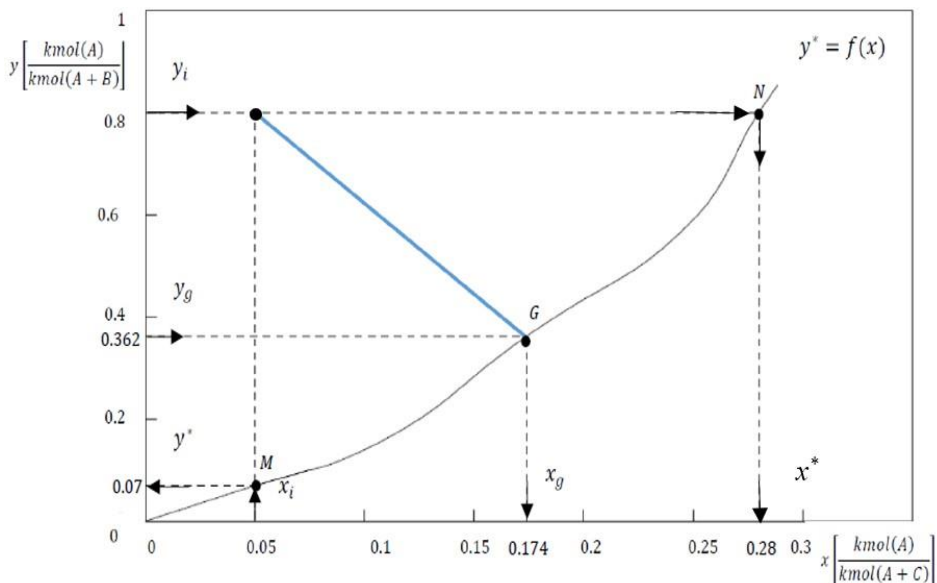
$$y_i = 0.8 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right]; \quad x_i = 0.05 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+C)} \right]; \quad T = 30[\text{°C}]:$$

$$\beta_x = 1.388 * 10^{-6} \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{m}^2\text{s}\Delta x} \right]; \quad \frac{1}{\beta_y} = 0.6; \quad P = 101.3 [\text{kPa}];$$

$$\frac{1}{K_y}$$

$$N_A = ?; \beta_C = ?; K_y = ?; K_x = ?$$

Според податоците, *табела 2-1*, услов на задачата, се црта рамнотежен дијаграм $y^*=f(x)$



Дијаграм 2-1. Рамнотежа според табелата 2-1

а) $N_A = \beta_x(x_g - x_i) (1); \rightarrow x_g = ?; y_g = ?$

Од *дијаграмот 2-1* се отчитува:

За $y_i = 0.8 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right] \rightarrow x^* = 0.28 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+C)} \right]$ од пресекот со рамнотежната крива во точката (N).

За $x_i = 0.05 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+C)} \right] \rightarrow y^* = 0.07 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right]$ од пресекот со рамнотежната крива во точката (M).

Од услов на задачата:

$$\frac{1}{\beta_y} = 0.6 \rightarrow \frac{K_y}{\beta_y} = 0.6 \quad (2)$$

$$\beta_y(y_i - y_g) = K_y(y_i - y_i^*) \quad (3)$$

Со средовање на изразот (3) и замена на изразот (2) во (3) се добива:

$$(3): y_g = y_i - \frac{K_y}{\beta_y}(y_i - y_i^*) = 0.8 - 0.6(0.8 - 0.07)$$

$$y_g = 0.362 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right]$$

За пресметаната вредноста (y_g) од графикот, *дијаграм 2-1*, се отчитува (x_g) од пресекот со рамнотежната крива во точката (G).

$$x_g = 0.174 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+C)} \right]$$

Со замена на вредностите во изразот (1):

$$(1): N_A = \beta_x(x_g - x_i) = 1.388 * 10^{-6}(0.174 - 0.05)$$

$$N_A = 1.72 * 10^{-7} \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{m}^2\text{s}} \right]$$

$$\text{б) } \rho_{A+C} \cong \rho_C = 995.7 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right], \quad M_{A+C} \cong M_C = 18 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]; \quad \beta_C = ?$$

Израз за локален моларен флуks во течна фаза:

$$N_A = \beta_C(C_g - C_i) \quad (4)$$

$$(4): \beta_C = \frac{N_A}{C_g - C_i} \quad (4 - 1); \rightarrow C_g = ?; C_i = ?$$

$$(5 - 1): C_i = x_i \frac{\rho}{M} = 0.05 \frac{995.7}{18} = 2.77 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{m}^3(A+B)} \right]$$

$$(5 - 2): C_g = x_g \frac{\rho}{M} = 0.174 \frac{995.7}{18} = 9.63 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{m}^3(A+B)} \right]$$

$$(4): \beta_C = \frac{N_A}{C_g - C_i} = \frac{1.72 * 10^{-7}}{9.63 - 2.77} = 2.51 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{m}^2\text{s}(\Delta C)} \right]$$

$$\text{в). } K_y = ?; K_x = ?$$

Израз за моларен флуks:

$$N_A = K_y(y_i - y_A^*) \rightarrow K_y = \frac{N_A}{y_i - y_A^*} = \frac{1.72 * 10^{-7}}{0.8 - 0.07}$$

$$K_y = 2.35 * 10^{-7} \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 \text{s}(\Delta y)} \right]$$

$$N_A = K_x(x_A^* - x_i) \rightarrow K_x = \frac{N_A}{x_A^* - x_i} = \frac{1.72 * 10^{-7}}{0.28 - 0.05}$$

$$K_x = 7.47 * 10^{-7} \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 \text{s}(\Delta x)} \right]$$

3. Смесa од воздух (B) и сулфур диоксид (A) постојано се доведува во контакт со вода (C) со цел да се отстрани сулфур диоксидот. Процесот се изведува на притисок од 101.3 kPa. Во еден дел од колоната за апсорпција парцијалниот притисок на сулфур диоксид во воздухот е 2128 Pa, а вкупниот отпор на пренос на маса е 340 (m²sΔx)/kmol (A). Работната права во овој дел од колоната е дефинирана со изразот:

$$y = -3x + 0.036$$

каде што (x и y) се моларни фракции на сулфур диоксид (A) во течна (x) и во гасна (y) фаза. За овај систем рамнотежата е дефинирана од молската фракција на компонентата (A) во течната фаза и парцијалниот притисок на компонентата (A) во гасната фаза, *табела (2-2)*:

Табела 2-2. Рамнотежа на систем (воздух - сулфур диоксид - вода)

$x_A \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol(A} + \text{C)}} \right]$	0	0.005	0.010	0.015	0.020	0.025	0.030
$p_A \text{ [Pa]}$	0	810.4	1519.5	2127.3	2633.8	3140.3	3545.5

Одреди:

- Состав на фазните граници (x_g, y_g).
- Масен флуks на сулфур диоксид од гасна во течна фаза.
- Парцијален коефициент на пренос на маса во гасна (β_y) и течна фаза (β_x).

$$p_i = 2128 [Pa]; P = 101.3 [kPa]; R_x = 340 \left[\frac{m^2 s \Delta x}{kmol A} \right];$$

a) y_g ; $x_g = ?$; б) $\bar{N}_y = ?$; в) $\beta_x = ?$; $\beta_y = ?$

Потребно е да се нацрта рамнотежен дијаграм $y^*=f(x)$ од податоците во *табелата 2-2*. За таа цел е потребно да се пресмета (y_i), (со проширување на *табелата 2-2* со пресметаните вредности во нова *табела 2-3*). Од податоците во *табелата 2-2* се црта рамнотежен дијаграм $y^*=f(x)$ од каде што се отчитуваат бараните гранични вредности.

Моларна концентрација во гасна фаза:

$$y_i = \frac{p_{Ai}}{P} \left[\frac{kmol A}{kmol (A + B)} \right] \quad (1)$$

Изразот за моларна концентрација во течна фаза (x_i) се добива од изразот на работната права, услов:

$$y = -3x + 0.036 \quad (2)$$

$$(2): x_i = \frac{0.036 - y_i}{3} \left[\frac{kmol A}{kmol (A + C)} \right] \quad (2 - 1)$$

За даден пресек на колоната, услов, $p_i = 2128 [Pa]$:

$$(1): y_i = \frac{p_{Ai}}{P} = \frac{2128}{101325} = 0.021 \left[\frac{kmol A}{kmol (A + B)} \right]$$

$$(2 - 1): x_i = \frac{0.036 - 0.021}{3} = 0.005 \left[\frac{kmol A}{kmol (A + C)} \right]$$

Пресметката на (y_i) е со замена на секоја вредност од *табелата 2-2* во изразот (1).

$$(1): y_{i(1)} = \frac{p_{Ai}}{P} = \frac{810.4}{101325} = 0.008 \left[\frac{kmol A}{kmol (A + B)} \right]$$

$$(1): y_{i(2)} = \frac{p_{Ai}}{P} = \frac{1519.5}{101325} = 0.015 \left[\frac{kmol A}{kmol (A + B)} \right] \text{ и т.н.}$$

Пресметаните вредности за (y_i) се дадени во *табелата 2-3*.

Табела 2-3. Проширена табела 2-2 со пресметани вредности за (y_i)

x_A [kmolA/kmol (A + C)]	0	0.005	0.010	0.015	0.020	0.025	0.030
y_A [kmolA/kmol (A + B)]	0	0.008	0.015	0.021	0.026	0.031	0.035

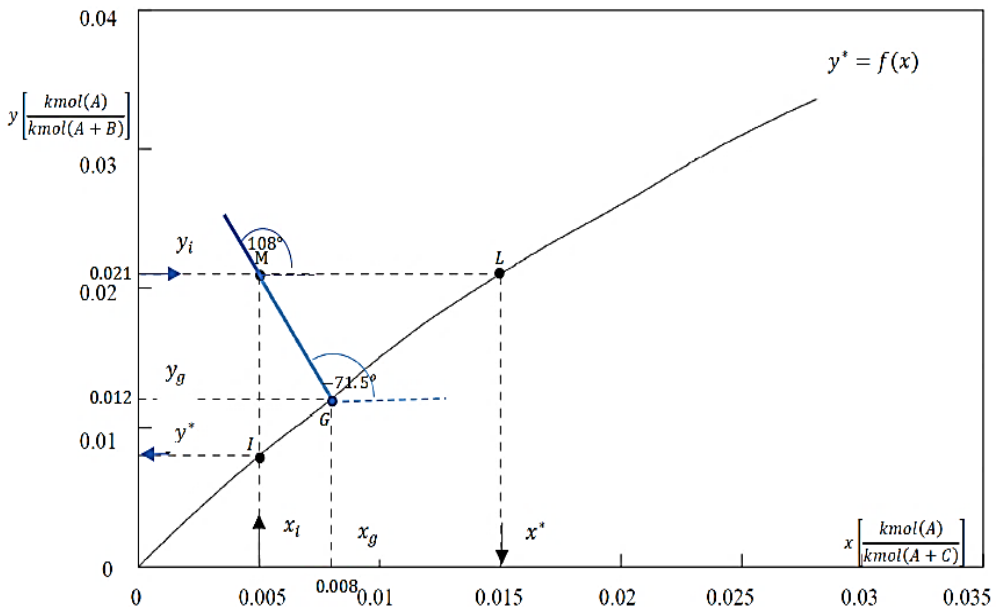
Низ пресметаните вредности: $x_i = 0.005$ и $y_i = 0.021$ за дадената вредност на $p_i = 2\,128$ [Pa]: се конструира работната линија во точката (M) според изразот:

$$(2): y = -3x + 0.036 = ax + b$$

$$\operatorname{tg} \alpha = -3 \rightarrow \operatorname{arc} \operatorname{tg}(-3) = -71.5^\circ = 108.5^\circ$$

Агол од 108.5° е коефициент на правец на добиената права која има отсечок на у-оска 0.0036.

Пресекот на работната линија и рамнотежаната линија во точката (G) го дефинира составот на фазната граница, *дијаграм 2-2*.



Дијаграм 2-2. Рамнотежен дијаграм

Отчитано од *дијаграм 2-2*:

$$x_g = 0.008 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + C)} \right]; \quad y_g = 0.012 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + C)} \right].$$

$$6) \overline{N}_A = ?$$

$$\overline{N}_A = n_A M_{A(SO_2)} \quad (3) \quad M_{A(SO_2)} = 96 \left[\frac{kg}{kmol} \right]; \quad n_A = ?$$

$$N_A = K_x(x^* - x_i) \quad (4); \quad x^* = ?; \quad K_x = ?$$

x^* и y^* – се отчитуваат од *дијаграм 2-2*, ($I: (x_i) \rightarrow (y^*)$) и $L: (y_i) \rightarrow (x^*)$:

$$x^* = 0.015 \left[\frac{kmolA}{kmol(A+C)} \right] \quad \text{и} \quad y^* = 0.008 \left[\frac{kmolA}{kmol(A+B)} \right]$$

$$(5): K_x = \frac{1}{R_x} = \frac{1}{340} = 0.0294 \left[\frac{kmol(A)}{m^2s\Delta x} \right]$$

$$(5) \rightarrow (4): N_A = 0.0294(0.015 - 0.005) = 2.94 * 10^{-4} \left[\frac{kmol(A)}{m^2s} \right] \quad (3)$$

$$(3): \overline{N}_A = 2.94 * 10^{-4} * 96 = 2.82 * 10^{-2} \left[\frac{kg(A)}{m^2s} \right]$$

$$B) N_A = \beta_x(x_g - x_i)$$

$$\beta_x = \frac{N_A}{x_g - x_i} = \frac{2.94 * 10^{-4}}{(21 - 12) * 10^{-3}} = 2.35 * 10^{-7} \left[\frac{kmol(A)}{m^2s(\Delta x)} \right]$$

$$N_A = \beta_y(y_i - y_g)$$

$$\beta_y = \frac{N_A}{y_i - y_g} = \frac{2.94 * 10^{-4}}{(8 - 5) * 10^{-3}} = 7.47 * 10^{-7} \left[\frac{kmol(A)}{m^2s(\Delta y)} \right]$$

3. ДЕСТИЛАЦИЈА

Дестилација е разделување на компонентите од течна смеса преку процес на нејзино делумно испарување. Процесот на дестилација се состои од преведување на една или на повеќе компоненти на смесата од течност во парна фаза и нивно кондензирање. Познавањето на основните закони за рамнотежа меѓу фазите е од суштинско значање во решавањето на проблемите од областа на дестилација.

Испарливост

Испарливоста на која било супстанца од течен раствор претставува однос од нејзиниот рамнотежен парцијален притисок во парната фаза и нејзината молска фракција во течниот раствор (испарливост = p_A/x_A).

Испарливоста на материјата во чиста состојба е дефинирана од нејзиниот притисок на пара (напон на пара - p_A^o) или од нејзиниот парцијален притисок (p_A).

Испарливоста на една компонента во течна смеса ако го следи законот на Раул, мора да е еднаква на притисокот на пара на таа компонента во чиста состојба.

$$p_A = p_A^o x_A; \quad p_B = p_B^o x_B \quad (3-1) \text{ Раулов закон}$$

$p_A[Pa]$ – парцијален притисок на компонента (A);

$p_A^o[Pa]$ – напон на пара на компонента (A).

$$p_A = k x_A \quad (3-2) \text{ Хенриев закон}$$

$$P_{vk} = p_A + p_B \quad (3-3) \text{ Далтонов закон}$$

$$x_A + x_B = 1 \quad (3-4)$$

$$(4-3): P = P_{vk} = p_A + p_B = p_A^o x_A + p_B^o (1 - x_A) \quad (3-5)$$

$$x_A = \frac{P - p_B^o}{p_A^o - p_B^o} (3-6-1);$$

$$y_A = \frac{n_A}{n_A + n_B} = \frac{p_A}{p_A + p_B} = \frac{p_A^o x_A}{P}; \quad (3-6-2)$$

$$(3-6-2): y_A = \frac{p_A^o}{P} \frac{P - p_B^o}{p_A^o - p_B^o} \quad (3-7)$$

Со цел да се утврди степенот на раздвојување на смесата со дестилација, потребно е да се знае релативната испарливост на одделните компоненти. Терминот **релативна испарливост (α)**, дефиниран е како однос на испарливост на една компонента од течна смеса спрема испарливоста на другата компонента од таа течна смеса.

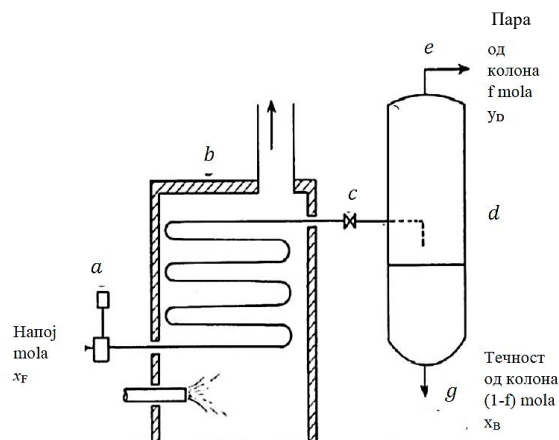
α – релативна испарливост

$$\alpha = \frac{\frac{p_A}{x_A}}{\frac{p_B}{x_B}} = \frac{p_A^o}{p_B^o} = \frac{y_A x_B}{x_A y_B} = \frac{y_A(1-x_A)}{x_A(1-y_A)} \quad (3-8)$$

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \quad (3-9); \quad x_A = \frac{y_A}{\alpha + (1 - \alpha)y_A} \quad (3-9-1)$$

3.1. Флеш (едностепена, континуирана) дестилација

Флеш дестилација е процес на испарување на определен дел течност, а добиената пара постигнува рамнотежа со остатокот на неиспарената течност. Уредот за флеш дестилација е прикажан на *сликата 3-1*.



Слика 3-1. Флеш, брза дестилација

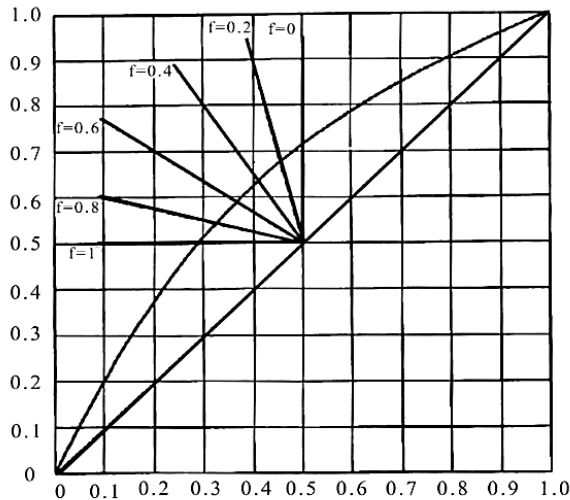
Постапката продолжува со разделување и кондензација на течноста.

$$\text{ОМБ: } F = L + V \quad (3-10)$$

Компонентен материјален биланс (КМБ) за полесно испарливата компонента, ако $F = 1 \text{ mol}$:

$$x_F = f y_D + (1 - f) x_B \quad (3-11); \quad \rightarrow \quad f = \frac{V}{F};$$

f – количина пара во напој

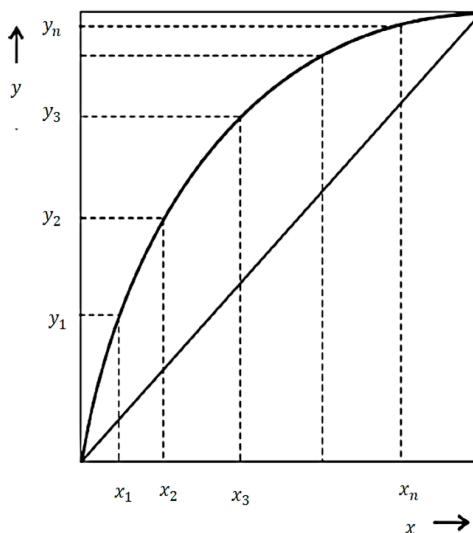
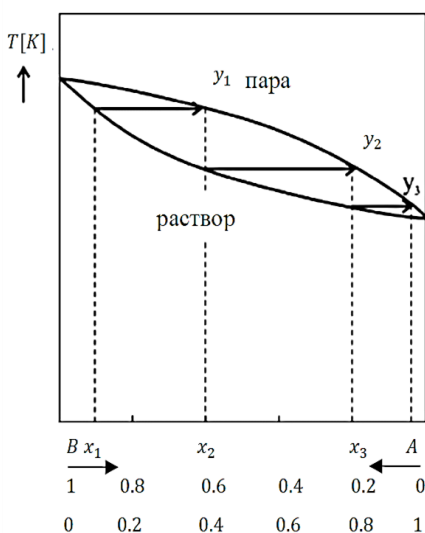


Слика 3-2. Изглед на напојна (f) линија на пара

Работната линија за флеш дестилација која минува низ координати (x_F, x_F) е дадена со следниот израз:

$$y = \frac{f - 1}{f} x + \frac{x_F}{f} \quad (3-12)$$

На сликите што следуваат се дадени два дијаграма на дестилација. Прво е прикажан дијаграм на вриење (состав-температура) [слика 3-3](#), каде што се претставени уделите на компонентата (B) и полесно испарливата компонента (A). Движејќи се одлево кон десно на апсцисната оска од x_1 до x_2 , се добива пара поосиромашена со компонентата (B) а побогата со компонентата (A).



Слика 3-3. Дијаграм на вриење

Слика 3-4. Рамнотежен дијаграм

На *сликата 3-4* е прикажан рамнотежен дијаграм на дестилација.

1. Сад содржи смеса од бензен и вода. Течната смеса е во рамнотежа со смесата на пара од бензен и водена пара. Кој е рамнотежниот состав на парата на температура од 30°C, 50°C и 70°C?

$$y_B = ?; \quad y_W = ?$$

Се бара состав на пара, а бележењето на парната фаза е со (y). За 1 mol смеса бензен и вода во парна фаза е:

$$y_B + y_W = 1$$

Секоја компонента од смесата на одредена температура има соодветен притисок на пара определен од *табелите* во Прилози или се пресметува со користење на Клапејроновата равенка. Вредностите на парцијалниот притисок за дадена температура се:

Табела 3-1. Парцијален притисок на бензен и вода за дадена температура

T [°C]	30	50	70
p_B [Pa]	20 000	43 300	76 600
p_w [Pa]	4 266	12 226	31 200

Вкупен притисок пара на 30[°C]:

$$P_{vk} = p_B + p_w = 20000 + 4266 = 24\,266 \text{ [Pa]}$$

Молски удел на бензен во пара:

$$y_B = \frac{p_B}{P_{vk}} = \frac{20\,000}{24\,266} = 0.82$$

Молски удел на вода во пара:

$$y_w = \frac{p_w}{P_{vk}} = \frac{4\,266}{24\,266} = 0.18$$

Податоците за другите две температури се пресметуваат на ист начин, а се дадени во:

Табела 3-2. Пресметани молски удели

T[°C]	30	50	70
y_B	0.82	0.78	0.71
y_w	0.18	0.22	0.29

2. Врз основа на табеларни податоци (*табела 3-3*), да се конструира дијаграм: состав - температура (x, T) и дијаграм за рамнотежна дестилација (x^*, y) за смесата бензен (B) и толуен (T):

Табела 3-3. Смесa на бензен - толуен

T[°C]	81	86.5	90	93	99.5	100	105
p_B⁰[Pa]	103 591	119 723	135 455	149 454	176 518	179 185	207 716
p_T⁰[Pa]	39 997	46 663	54 395	59 995	73 327	74 600	86 659

Според законот на Хенри и Далтон:

$$x_B = \frac{P_{vk} - p_T^0}{p_B^0 - p_T^0} \quad (1); \quad y_B = \frac{p_B^0}{P_{vk}} x_B \quad (2)$$

Според податоци од *табелата 3-3* се пресметува:

$$(1): T = 81[°C] \rightarrow x_B = \frac{101\,325 - 39\,997}{103\,591 - 39\,997} = 0.965 \sim 0.97;$$

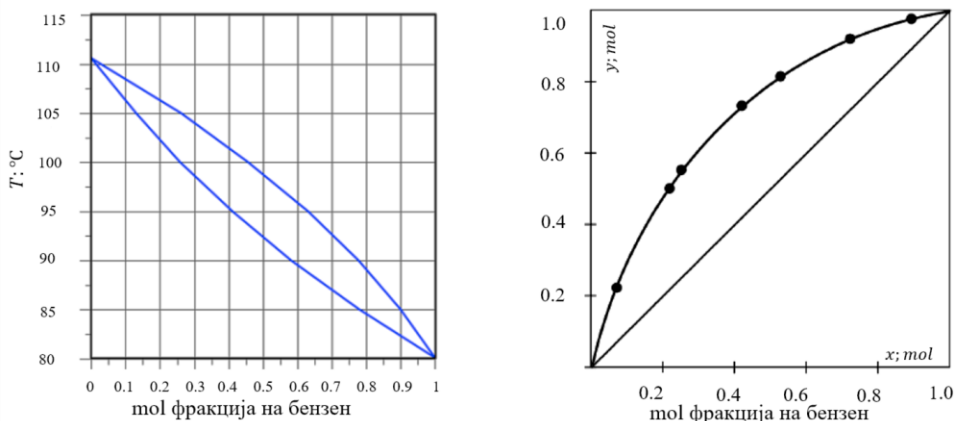
$$(2): T = 81[°C] \rightarrow y_B = \frac{103\,591}{101\,325} * 0.965 = 0.986 \sim 0.99$$

Со замена на вредностите од *табелата 3-3* во изразите (1) и (2) за секоја температура и вкупен притисок $P_{vk} = 101\,325\text{[Pa]}$ (нормален атмосферски притисок) за бензенот се добива нова табела од пресметани вредности:

Табела 3-4. Рамнотежни податоци за бензен -толуен, $P_{vk} = 101\,325\text{[Pa]}$

$T\text{[}^\circ\text{C]}$	81	86.5	90	93	99.5	100	105
x_B	0.97	0.75	0.58	0.46	0.27	0.26	0.24
y_B	0.99	0.88	0.78	0.68	0.47	0.45	0.24

Од добиените податоци во *табелата 3-4*, се конструираат следниве дијаграми:



Слика 3-5. а) Дијаграм на вриење б) Рамнотежен дијаграм

3. Двокомпонентна смеса на етанол (А) и вода (В) со состав на напој $0.5\text{ kgA/ kg (A+ B)}$, се третира во процес на едностепена рамнотежна дестилација. Како продукти се формираат еднакви маси на осиромашен остаток (W) и дестилат (D). Одреди ги:

- Масената фракција на етанол во остаток (x_w) и дестилат (x_D).
- Температурата до која смесата треба да се загрева (T_2).

Дефинирани се рамнотежни податоци за овој систем:

Табела 3-5. Рамнотежни податоци за системот етанол - вода

$T\text{[}^\circ\text{C]}$	100	94.9	91.3	87	84.7	83.1	81.9	81	79.5	78.5	78.1
\bar{x}	0	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.8	0.9	1
\bar{y}^*	0	0.37	0.52	0.65	0.71	0.75	0.77	0.79	0.86	0.91	1

$$\bar{x} \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right]; \quad y^* \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right]; \quad T[^\circ\text{C}];$$

$$\bar{x}_F = 0.5 \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right]; \quad x_W = ?; \quad x_D = ?; \quad T_2 = ?; \quad W = D.$$

ОМБ: $F = D + W$ (1)

КМБ: $F x_F = D x_D + W x_W$ (2) ако $x_D = y$ и $x_W = x$

(2): КМБ: $Dy = F x_F - Wx$ (2 - 1)

(2 - 1): $y = -\frac{W}{D}x + \frac{F}{D}x_f = -ax + b$ – равенка на права;

$-a = -\frac{W}{D} = tg\alpha$ (3) – нагиб на права;

$b = \frac{F}{D}x_f$ (4) – отсечок на права.

Услов:

$$W = D \rightarrow (3): tg\alpha = -\frac{W}{D} = -\frac{W}{W} = -1$$

$$arc\ tg(-1) = -45^\circ = 180 - 45 = 135^\circ$$

Конструкција на дијаграм, *слика 3-6*:

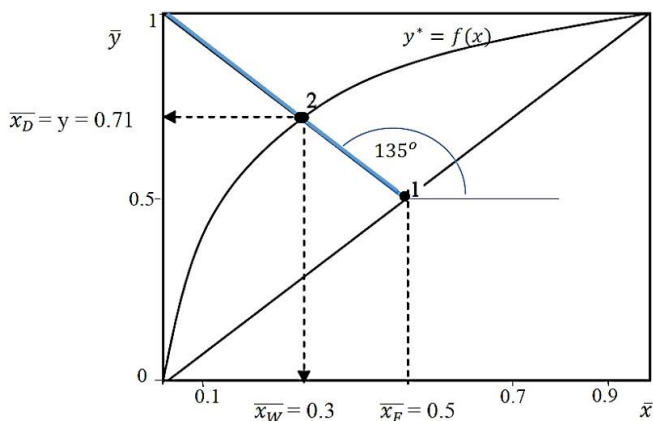
- Се црта коцка 10 cm на 10 cm, и се повлекува нејзината дијагонала, односно правата ($x = y$).

- Се нанесуваат рамнотежните податоци, *табела 3-5*, и се добива рамнотежната крива ($y^* = f(x)$).

- Се нанесува вредноста (x_F) и од нејзе се повлекува вертикална испрекината права линија до пресекот со дијагоналата ($x = y$) во точката (1). Во точката (1) се црта *работна права* со наклон (агол) 135° .

- Правата со сина боја (1-2) на *сликата 3-6* е работната права со наклон 135° .

- Од пресечната точка (2) од работната права (1-2) и рамнотежната крива $y^* = f(x)$ се отчитуваат: \bar{x}_D и \bar{x}_W



Слика 3-6. Определување масени фракции на етанол

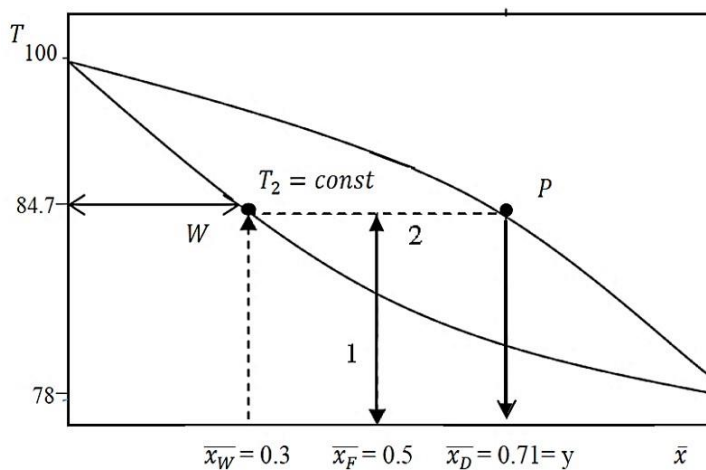
Отчитаните вредности од дијаграм, *слика 3-6* се:

$$\bar{x}_w = 0.3 \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right];$$

$$\bar{y}_p = \bar{x}_D = 0.71 \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right].$$

б) Температурата до која смесата треба да се загрева (T_2) се добива од нацртаниот дијаграм на вриење за смесата етанол – вода.

Сликата 3-7 е добиен од податоците во *табела 3-5*.



Слика 3-7. Дијаграм на вриење

- На дијаграмот на *сликата 3-7* на апцисата се нанесува отчитаната вредност $\bar{x}_w = 0.3$ и вертикално се повлекува испрекината права линија до пресечната точка (W) што лежи на кривата на течна фаза (x). Од пресечната точка (W) се повлекува права до пресечната точка (P), која лежи на горната крива со која е претставена парната фаза. Од координатите на точката (P) се отчитува температурата до која треба да се загрее смесата на y -оската.

Отчитано: $T_2 = 84.7[^\circ\text{C}]$.

4. Бинарна смеса од 100 kmol/h (A + B) со состав на напој 0.6 mol(A)/kmol (A + B) се дестилира во процес на едностепена рамнотежна дестилација. Составот на дестилатот е 0.66 kmol(A) /kmol (A + B). Рамнотежата во системот е дефинирана со *табелата 3-6*:

Табела 3-6. Рамнотежен состав на бинарна смеса

T[°C]	100	87.7	81.7	78	75.3	73.1	71.2	69.5	67.5	66.1	64.5
x	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
y*	0	0.42	0.58	0.66	0.73	0.78	0.83	0.87	0.92	0.9	1

Одреди:

а) Молски проток на дестилат и остаток на kmol (A + B)/час.

б) Точка на вриење на смесата и температурата во сепараторот.

$$x \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right]; \quad y^* \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right].$$

$$F = 100 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]; \quad x_F = 0.6 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right];$$

$$x_D = 0.66 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right]$$

$$T_{\text{вриење (2)}} = ?; \quad T_{\text{сепаратор (1)}} = ?; \quad W = ?; \quad D = ?$$

$$\text{ОМБ: } F = D + W \quad (1)$$

$$(1): 100 = D + W \quad (1 - 1)$$

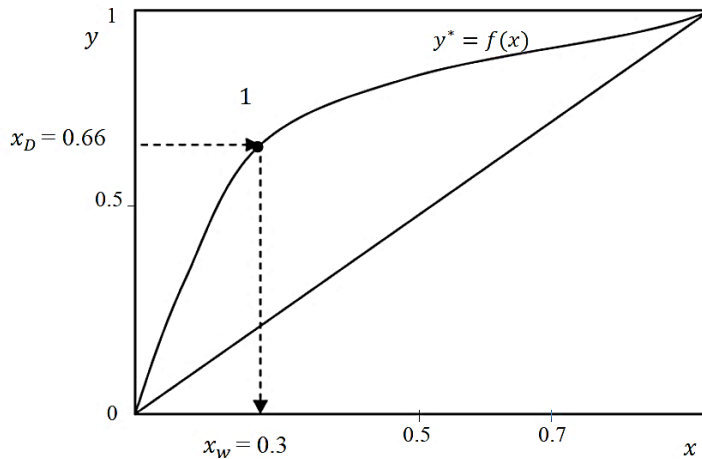
$$(1 - 1): D = 100 - W \quad (1 - 2)$$

$$\text{КМБ: } F x_F = D x_D + W x_W \quad (2)$$

$$(2): 100 * 0.6 = D * 0.66 + Wx_W$$

$$(2): 60 = (100 - W) * 0.66 + Wx_W (2 - 1); \rightarrow x_W = ?$$

Од податоците во *табелата 3-6* се црта рамнотежен дијаграм $y^*=f(x)$, *слика 3-8*. За да се определи молскиот проток на дестилат и остаток, на дијаграмот се нанесува првата позната точка $x_D = 0.66 = y$.



Слика 3-8. Рамнотежен дијаграм

Оваа точка лежи на y -оската затоа што е дестилат, полесно испарлива компонента–гасна фаза со состав y_p . Од точката со координата ($x_D = 0.66$) се повлекува испрекината линија до пресекот со рамнотежната крива во точка (1). За точката (1) се отчитува нејзината координата на x -оската чија вредност е $x_W = 0.3$.

Со замена на отчитаната вредност во билансните равенки се пресметува молскиот проток на дестилат и остаток:

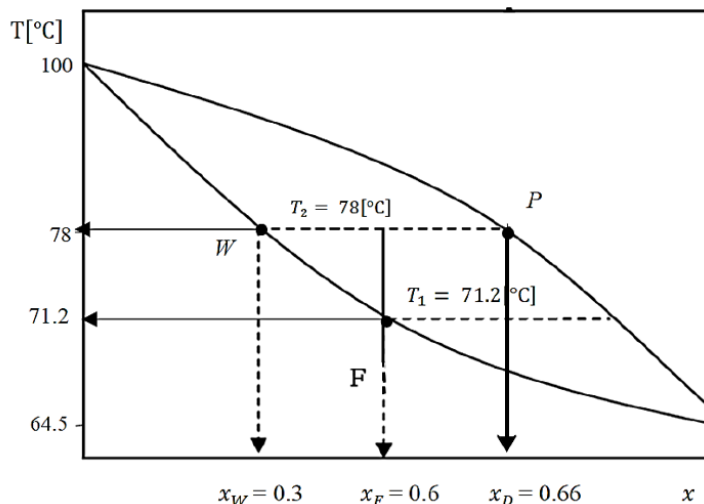
$$(1): D = 100 - W$$

$$(2): 60 = (100 - W) * 0.66 + W * 0.3$$

Со решавање на системот равенки (1) и (2):

$$W = 16.67 \left[\frac{\text{kmol}(A + B)}{h} \right];$$

$$D = 100 - 16.67 = 83.33 \left[\frac{\text{kmol}(A + B)}{h} \right]$$



Слика 3-9. Дијаграм на вриење

б) Точката на вриење на смесата и температура во сепараторот се одредува од дијаграмот на вриење, *слика 39*, конструиран според податоците од *табелата 3-6*. Од дијаграмот се отчитани бараните температури како што е прикажано на *сликата 3-9*.

$$T_1 = 71.2[^\circ\text{C}]; \quad T_2 = 78[^\circ\text{C}].$$

5. Бинарна смеса (А+В) со 30 mol% А (поиспарлива компонента) е подложена на двостепена рамнотежна дестилација за да се добие производ со поголема концентрација на хлороформ. Ако во моментот на рамнотежа, во првата фаза температурата е 90°C, и ако се исполнети условите за рамнотежа дефинирани со *табелата 4-7*, одреди:

а) Колку mol% почетна смеса испарува?

б) Составот на дестилат по втората фаза на дестилација, ако односот на количество течност што останува во сепараторот и количината пара што испарува е иста за двете фази.

в) Температурата во вториот сепаратор.

Табела 3-7. Рамнотежа во системот

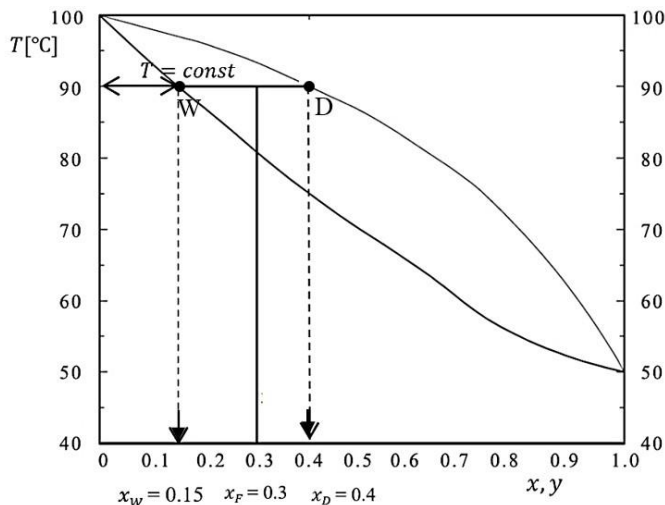
T[°C]	100	90	88	75	65	55	50
x[mol %]	0	0.15	20	40	60	80	100
y*[mol %]	0	40	47	72	86	97	100

$$x_F = 30 [\text{mol}\%] = 0.3; \quad T_1 = 90[^\circ\text{C}];$$

$$x_{D-2} = ?; \quad T_2 = ?; \quad W_1 = W_2; \quad D_1 = D_2.$$

а) За одредување на количината почетна смеса што испарува во првиот степен, од податоците во *табелата 3-7* се црта дијаграм на вриење, *слика 3-10*. Од добиениот дијаграм на дадената температура $T=90 [^\circ\text{C}]$ се отчитува составот на гасно (D) - течната (W) фаза што се во рамнотежа на оваа температура како што е прикажано на *сликата 3-10*. Отчитан состав од дијаграмот е:

$$x_{D-1} = 0.4 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (A + B)}} \right] = y_1; \quad x_{W-1} = 0.15 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (A + B)}} \right].$$



Слика 3-10. Дијаграм на вриење

Пресметки за прв степен:

Количината пара што испарува во првиот степен се определува од односот на добиената пара и количината почетен напој. Според изразот за компонентен материјален биланс:

$$\text{КМБ: } Fx_F = x_{D-1}D_1 + W_1 x_{W-1} \quad (1)$$

$$(1): \frac{D_1}{F} = \frac{x_F - x_{W-1}}{x_{D-1} - x_{W-1}} = \frac{0.3 - 0.15}{0.4 - 0.15} = 0.6 = 60\% \quad (2)$$

Испарува 60% напој и преоѓа во гасна фаза. Односот на пара и течен остаток добиени во прв степен се:

$$(1): \frac{W_1}{D_1} = \frac{x_{D-1} - x_F}{x_F - x_{w-1}} = \frac{0.4 - 0.3}{0.3 - 0.15} = \frac{0.1}{0.15} = \frac{2}{3} \quad (3)$$

б) Составот на дестилат по втората фаза на дестилација, определен графички.

$$y = -\frac{W}{D}x + \frac{F}{D}x_F = -ax + b \quad (4) \text{ равенка на права}$$

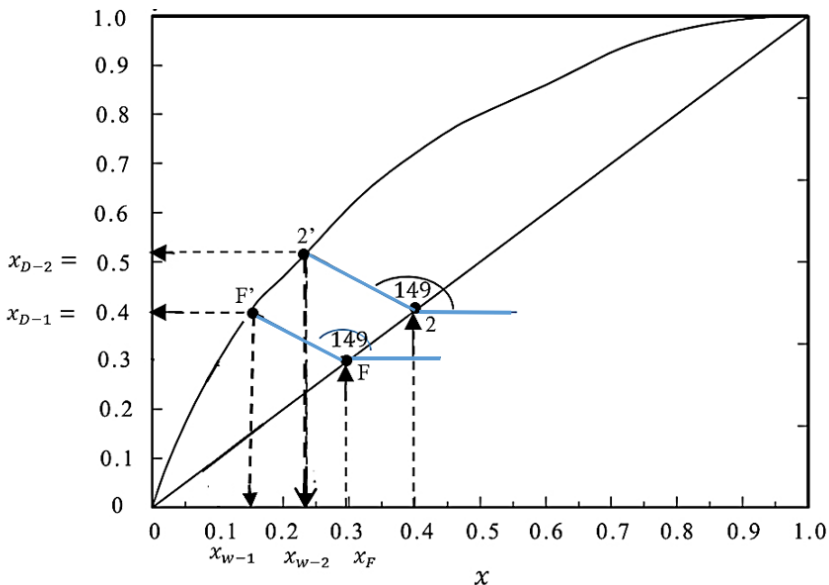
Изразот (4) е за работна линија на рамнотежна дестилација со наклон:

$$\operatorname{tg}\alpha = -\frac{W}{D} = -\frac{0.1}{0.15} = -0.6$$

$$\operatorname{arctg}(\alpha) = \operatorname{arctg}(-0.6) = -31^\circ$$

$$\alpha = 180 - 31 = 149^\circ$$

Од рамнотежните податоци за (x) и (y), *табела 3-7* се црта рамнотежен дијаграм, *слика 3-11*. Се нанесува составот на напојната смеса ($x_F = 0.3$) и вертикално се повлекува испрекинатата линија до пресек со правата ($x = y$) во точката (F). Во точката (F) се црта работната линија (F-F') на првата фаза која има наклон 149° .



Слика 3-11. Графички приказ на двата степена

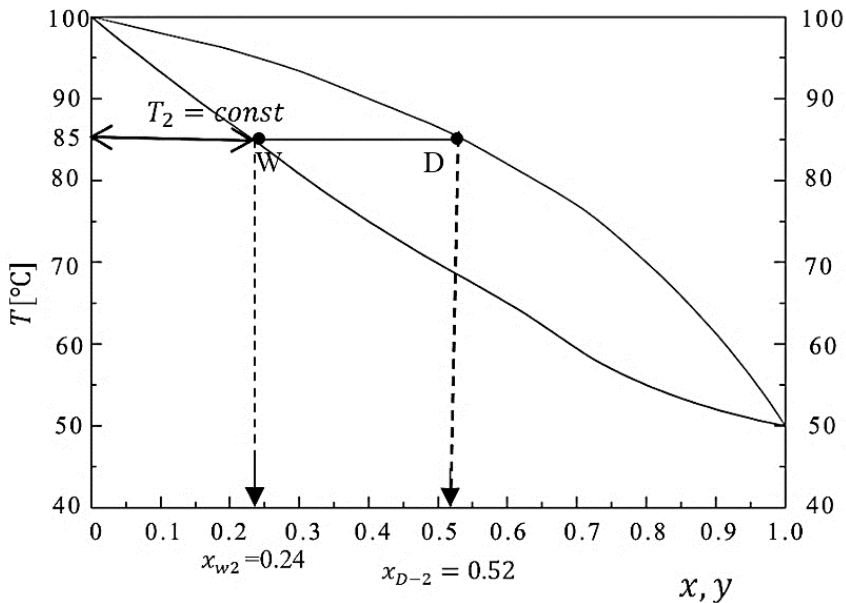
Според условот:

$$\frac{W}{D} = const$$

Наклонот на работната линија за вториот степен е ист со наклонот на работната линија од првиот степен, односно двете работни прави се паралелни. Работна линија за вториот степен (2-2') минува низ точката (2) која е со координата ($x = 0.4$). Пресекот на работната линија (2-2') со рамнотежната линија ја дефинира состојбата на фазите на крајот од вториот степен и се отчитуваат како што е прикажано на дадената [слика 3-11](#). Отчитан е составот од дијаграмот:

$$x_{D-2} = y_2 = 0.52 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (A + B)}} \right]; \quad x_{W-2} = 0.24 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

в) Температура во втор сепаратор е отчитана од дијаграмот на вриење, [слика 3-12](#), за претходно отчитан состав ($x = 0.24$; $y = 0.52$ – за точките D и W). Отчитана температура е $T=85$ [°C].



Слика 3-12. Температура во втор сепаратор

3.2. Диференцијална дестилација

Диференцијална дестилација, позната како едноставна дестилација, е шаржен процес. Овој тип дестилација се изведува со загревање на течната смеса до вриење и формирање пара богата со полесно испарлива компонента која кондензира и формира краен производ наречен дестилат. Изразот за пресметка на овој тип дестилација е:

$$\ln \frac{n_o}{n_1} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x}; \quad I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x} \quad (3-13)$$

Решение на интегралот (I) е графички или аналитички.

1. Двокомпонентна смеса (A+B) составена од полесно испарлива компонента (A) и потешко испарлива компонента (B) се третира во процесот на диференцијална дестилација каде што испарува 60% од суровината. Во процесот на дестилација, молската фракција на компонента (A) во напојната струја е: $0.3 \frac{\text{kmol A}}{\text{kmol (A+B)}}$. Доколку во работниот опсег, рамнотежната концентрација во системот е дефинирана со изразот: $y^*=3x$, одреди:

- а) моларен состав на остаток и дестилат,
- б) масен состав на остаток и дестилат.

Дадено е:

- а) моларна маса на компонента (A) = 50 kg/kmol,
- б) моларна маса на компонента (B) = 20 kg/kmol.

$$x_F = 0.3 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (A + B)}} \right]; \quad 0.6D = 60\%; \quad y^* = 3x;$$

$$M_A = 50 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]; \quad M_B = 20 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right];$$

$$\text{а) } x_W = ? \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol(A + B)}} \right]; \quad x_D = ? \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol(A + B)}} \right];$$

$$\bar{x}_W = ? \left[\frac{\text{kg A}}{\text{kg(A + B)}} \right]; \quad \bar{x}_D = ? \left[\frac{\text{kg A}}{\text{kg(A + B)}} \right].$$

Општ облик на израз за диференцијлана дестилација:

$$\ln \frac{n_o}{n_1} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x} \quad (1);$$

$$n_o = 1 = 100\% = F;$$

$$ОМБ: F = D + W \quad (2);$$

$$(2): 1 = 0.6 + 0.4$$

$$x_1 = x_W = 0.4$$

$$(1): \ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{3x - x} = \int_{x_W}^{0.3} \frac{dx}{2x} = \frac{1}{2} \ln x / x_W \quad (1-1)$$

Со замена на познатите вредности и границите на интегралот:

$$(1-1): \ln \frac{1}{0.4} = \frac{1}{2} (\ln 0.3 - \ln x_W) = \ln \sqrt{\frac{0.3}{x_W}} \quad (1-2)$$

$$(1-2): \left[\frac{1}{0.4} = \sqrt{\frac{0.3}{x_W}} \right]^2 \rightarrow 6.25 = \frac{0.3}{x_W}$$

$$x_W = 0.048 \left[\frac{kmolA}{kmol(A+B)} \right];$$

Од компонентниот материјален биланс:

$$(3): Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

$$(3): 1 * 0.3 = 0.6 x_D + 0.4 * 0.048 \quad (3-1)$$

$$x_D = 0.46 = y \left[\frac{kmolA}{kmol(A+B)} \right];$$

$$б) \bar{x}_W = \frac{x_W M_A}{x_W M_A + (1 - x_W) M_B} = \frac{0.048 * 0.5}{0.048 * 0.5 + (1 - 0.048) * 20}$$

$$\bar{x}_W = 0.012 \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right]$$

$$\bar{x}_D = \frac{x_D M_A}{x_D M_A + (1 - x_D) M_B} = \frac{0.46 * 0.5}{0.46 * 0.5 + (1 - 0.46) * 20}$$

$$\overline{x_D} = 0.687 \left[\frac{kgA}{kg(A+B)} \right]$$

2.Смеса од 100 kmol (A+B) составена од полесна испарлива компонента (A) и потешко испарлива компонента (B) се третира во процес на диференцијална дестилација. Молската фракција на компонентата (A) во течноста се намалува од $0.6 \frac{kmolA}{kmol(A+B)}$ на $0.1 \frac{kmolA}{kmol(A+B)}$. Одреди ја количината остаток и дестилат на крајот од процесот, како и молската фракција на компонентата (A) во дестилатот во опсегот на работната концентрација.

а) Рамнотежата во системот е дефинирана со изразот: $y^* = 2x$;

б) Рамнотежата во системот е дефинирана со релативната испарливост, $\alpha=2$.

$$F = 100 [kmol (A + B)]; \quad x_F = 0.6 \left[\frac{kmolA}{kmol (A + B)} \right];$$

$$x_W = 0.1 \left[\frac{kmol A}{kmol(A + B)} \right];$$

$$D = ? [kmol (A + B)]; \quad W = ? [kmol (A + B)]; \quad x_D = ?;$$

а) $y^* = 2x$; б) $\alpha = 2$.

а) Општи облик за израз на диференцијална дестилација:

$$\ln \frac{n_o}{n_1} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x} \quad (1); \quad I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x}$$

$$n_o = 100 [kmol (A + B)] = F; \quad n_1 = W [kmol (A + B)]$$

Со замена на познатите вредности во изразот (1):

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (1)$$

$$(1): \ln \frac{100}{W} = \int_{0.6}^{0.1} \frac{dx}{2x - x} = \int_{0.6}^{0.1} \frac{dx}{x} = \ln x /_{0.6}^{0.1} \quad (1-1)$$

$$(1-1): \ln \frac{100}{W} = \ln x /_{0.6}^{0.1} \rightarrow (1-1): \ln \frac{100}{W} = \ln \frac{0.1}{0.6} \quad (1-2)$$

$$(1 - 2): \frac{100}{W} = \frac{0.1}{0.6} = 0.16$$

$$W = 16 [kmol (A + B)]$$

$$(2): \text{OMB: } F = D + W \quad \rightarrow \quad 100 = D + 16$$

$$(2): D = 84 [kmol (A + B)]$$

$$\text{КМБ: } F x_F = D x_D + W x_W \quad (3)$$

$$(3): 100 * 0.6 = 84 * x_D + 16 * 0.1;$$

$$(3): x_D = 0.7 \left[\frac{kmol A}{kmol(A + B)} \right];$$

$$6) y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (4); \quad \text{ако } \alpha = 2$$

$$(4): y^* = \frac{2x}{1 + (2 - 1)x} = \frac{2x}{1 + x};$$

Општ облик на израз за диференцијална дестилација:

$$\ln \frac{n_o}{n_1} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y - x} \quad (5); \quad I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y^* - x} \quad (5 - 1)$$

Со замена на изразот (4) во изразот (5-1):

$$(5 - 1): I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y^* - x} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{\frac{2x}{1+x} - x} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{\frac{2x - x - x^2}{1+x}} =$$

$$I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{\frac{x - x^2}{1+x}} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{\frac{x(1-x)}{1+x}} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{(1+x)dx}{x(1-x)}$$

$$I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{x(1-x)} + \int_{x_1}^{x_o} \frac{xdx}{x(1-x)}$$

$$I = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{x(1-x)} + \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{(1-x)} = I_1 + I_2$$

$$I_1 = \int_{x_1}^{x_o} \frac{1}{x} \frac{dx}{(1-x)} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{1}{x} + \frac{dx}{(1-x)} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{1}{x} + \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{(1-x)} =$$

$$I_1 = \ln x - \ln(1-x) = \ln \frac{x}{1-x}$$

$$I_2 = \int_{x_1}^{x_0} \frac{dx}{(1-x)} = -\ln(1-x)$$

$$I = I_1 + I_2 = \ln \frac{x}{1-x} - \ln(1-x) = \ln \frac{x}{(1-x)}$$

$$I = \ln \frac{x}{(1-x)^2} \quad (4-2)$$

Со замена на изразот (5-2) во изразот (5):

$$(5): \ln \frac{n_0}{n_1} = \ln \frac{x}{(1-x)^2} /_{x_1}^{x_0} \quad (6)$$

Со замена на познатите вредности во изразот (6):

$$(6): \ln \frac{F}{W} = \ln \frac{x}{(1-x)^2} /_{x_w}^{x_F} = \ln \frac{x_F}{(1-x_F)^2} - \ln \frac{x_w}{(1-x_w)^2}$$

$$(6): \ln \frac{F}{W} = \ln \frac{\frac{x_F}{(1-x_F)^2}}{\frac{x_w}{(1-x_w)^2}}$$

$$(6): \ln \frac{F}{W} = \ln \frac{x_F(1-x_w)^2}{x_w(1-x_F)^2}$$

$$\frac{F}{W} = \frac{x_F(1-x_w)^2}{x_w(1-x_F)^2} \quad (6-1)$$

$$(6-1): \frac{100}{W} = \frac{0.6(1-0.1)^2}{0.1(1-0.6)^2}$$

$$W = 3.29[\text{kmol}(A)]$$

$$\text{ОМБ: } F = D + W; \quad 100 = D + 3.29 \rightarrow D = 96.7 [\text{kmolA}];$$

$$\text{КМБ: } Fx_F = Dx_D + Wx_w$$

$$100 * 0.6 = 96.7 x_D + 3.29 * 0.1$$

$$x_D = 0.62 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right]$$

3. Бинарна смеса 100 kmol (A + B) од полесно испарлива компонента (A) и потешко испарлива компонента (B) се третира во процесот на диференцијална дестилација. Почетен состав на парата

што ја напушта единицата за дестилација е $0.86 \frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A+B)}}$, а краен состав на парата што ја напушта единицата за дестилација е: $0.19 \frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A+B)}}$. Одреди го средниот состав на дестилат ($x_D = y_p$) $\left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A+B)}} \right]$ ако рамнотежата во системот е дефинирана табеларно:

Табела 3-8. Рамнотежа во систем

x	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6
y^*	0	0.19	0.36	0.51	0.64	0.74	0.86

$$(x, y^*) \frac{[\text{kmolA}]}{[\text{kmol}](A+B)}; \quad F = 100 [\text{kmol} (A+B)];$$

$$y_{p1} = 0.86 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol} (A+B)} \right]; \quad y_{p2} = 0.19 \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol}(A+B)} \right];$$

$$x_D = y_p = ?$$

Од рамнотежните податоци, *табела 3-8*, се отчитуваат вредности за почетен состав на парата што ја напушта единицата за дестилација (x_D). Дестилатот е кондензирана парна фаза со состав:

$$\text{Отчитана вредност на } x_F \text{ за } (y_{p1} = 0.86 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol} (A+B)} \right] = x_{D1}).$$

Краен состав на пара што ја напушта единицата за дестилација:

$$\text{Отчитана вредност на } x_W \text{ за } (y_{p2} = 0.19 \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol}(A+B)} \right] = x_{D2}).$$

Овие вредности се претставени со сиви полиња во *табелата 3-8*.

$$x_F = 0.6 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol} (A+B)} \right]; \quad x_W = 0.1 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol} (A+B)} \right]$$

Диференцијалната дестилација се решава според изразот:

$$\ln \frac{n_o}{n_1} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x} \quad (1)$$

Податоците за рамнотежа дадени се табеларно, *табела 3-8* и вредноста на интегралот (I) се пресметува со примена на *трапезна формула*, односно, нумеричка интеграција. Постапката на пресметка е објаснета како што следува:

Израз за решавање на интеграл (I) според **трапезно правило**:

$$I = \left(\frac{Y_n - Y_0}{n} \right) \left(\frac{f(Y_n) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + \dots + f(Y_{n-1}) \right) \quad (2)$$

Во изразот (1) интегралот со граници $[x_1, x_0]$ се дели произволно на (n) еднакви делови со точки: $i = 0, 1, 2, \dots, n, .$ Во оваа задача интегралот е поделен на 5 еднакви сегменти-делови, односно $(n=5)$, проширена *табела 3-9*.

Табела 3-9. Нумеричка интеграција

	0	1	2	3	4	5
x	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6
y^*	0.19	0.36	0.51	0.64	0.74	0.86
$f(x) = \frac{1}{y-x}$	11.11	6.25	4.76	4.17	4	3.85

Решението на интегралот од изразот (1) со користење на трапезно правило (2) е прикажан со изразот (3):

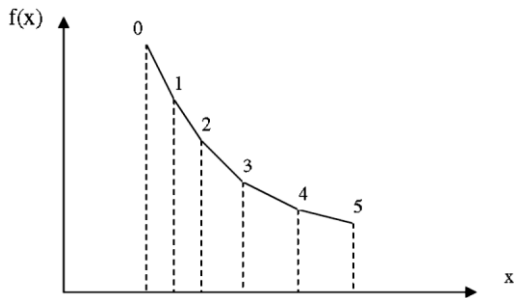
$$(2): I = \left(\frac{x_F - x_W}{5} \right) \left(\frac{f(x_5) + f(x_0)}{2} + f(x_1) + f(x_2) + f(x_3) + f(x_4) \right) \quad (3)$$

Граници на интегралот се:

$$x_0 = x_F = 0.6 \text{ и } x_1 = x_W = 0.1$$

За вредностите $(Y_5 \text{ и } Y_0)$ од изразот (2) се земаат црните полиња од *табелата 3-9*, а за останатите вредности $(Y_{i=0,1,2,3,4,5} = f(x_{i=0,1,2,3,4,5}))$ се земаат сивите полиња од *табелата 3-9* и се заменува во изразот (3):

$$(3): I = \left(\frac{0.6 - 0.1}{5} \right) \left(\frac{3.85 + 11.11}{2} + 6.25 + 4.76 + 4.17 + 4 \right) = 2.67$$



Слика 3-13. Поделба на интеграл, израз (1), на 5 еднакви сегменти

$$(1): \ln \frac{n_o}{n_1} = \ln \frac{F}{W} = I = \int_{x_w}^{x_f} \frac{dx}{y^* - x}$$

$$(1): \ln \frac{F}{W} = I = 2.67;$$

$$W = \frac{F}{\exp(I)} = \frac{100}{\exp(2.67)} = 6.95$$

Според општиот материјален биланс:

$$(4): F = D + W$$

$$100 = D + 6.96$$

$$D = 93.05 \text{ [kmol (A + B)]}$$

Според компонентен биланс:

$$(5): Fx_f = Dy + Wx_w$$

$$100 * 0.6 = 93.05 y + 6.95 * 0.1$$

$$y = x_D = 0.64 \left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

4. Во колона за дестилација се спроведува диференцијална дестилација на 3 t суров алкохол со 40 mas % етанол. Дестилацијата се спроведува до добивање на остаток со 7 mas % етанол. Треба да се утврди масата на остатокот и дестилатот, како и содржината на етанолот во дестилатот.

$$F = m_o = 3[t] = 3000 \text{ [kg]}; \quad x_F = 40[\% \text{ wt}] = 0.4;$$

$$x_W = 7[\% \text{ wt}] = 0.07;$$

$$D = ?; \quad W = ?; \quad x_D = ?$$

Од литературните податоци се отчитуваат рамнотежните податоци за смеса на етанол-вода, дијаграм на вриење, *слика 4-1*, Прилози.

Табела 3-10. Отчитани рамнотежни податоци за етанол-вода

	x [wt%] (C ₂ H ₅ OH)	y [wt%] (C ₂ H ₅ OH)	$y - x$	$f(Y) = \frac{1}{y - x}$
0	0.05	0.36	0.31	3.22
1	0.1	0.52	0.31	3.22
2	0.2	0.65	0.42	2.40
3	0.3	0.71	0.45	2.20
4	0.4	0.74	0.34	2.94
5	0.6	0.79	0.19	5.29

Диференцијална дестилација:

$$\ln \frac{n_0}{n_1} = \int_{x_1}^{x_0} \frac{dx}{y - x} \quad (1) \rightarrow I = \frac{1}{y - x} = f(x) = ? \quad (1 - 1)$$

Интегралот $I = f(x)$ се пресметува со постапка на графичка интеграција, со примена на трапезна формула:

$$I = \left(\frac{Y_n - Y_0}{n} \right) \left(\frac{f(Y_n) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + \dots + f(Y_{n-1}) \right) \quad (2)$$

Каде што, (n) – еднакви поделци меѓу границите на интегралот, со точките: $i = 0, 1, 2, \dots, n$.

Во задачата $I = f(x)$ - поделен е на 5 еднакви сегменти-делови, односно $(n=5)$.

$$(2): I = \left(\frac{Y_5 - Y_0}{5} \right) \left(\frac{f(Y_5) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + f(Y_3) + f(Y_4) \right) \quad (2 - 1)$$

Решавање на изразот (2-1) е на истиот начин како во претходниот пример. Граници на интегралот се:

$$x_0 = x_F = 0.4 = Y_5 \text{ и } x_1 = x_W = 0.07 = Y_0$$

Со нивна замена и со замена на вредностите од последната колона од *табелата 3-10*, во изразот (2-1):

$$(2 - 1): I = \left(\frac{0.4 - 0.07}{5} \right) \left(\frac{3.22 + 5.29}{2} + 2.4 + 2.2 + 2.24 + 2.94 \right)$$

$$I = 0.066 * 14.035 = 0.926$$

$$(1): \ln \frac{n_o}{n_1} = \ln \frac{F}{W} = I = \int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}$$

$$\ln \frac{F}{W} = I = 0.926 \quad (3);$$

$$(3): W = \frac{F}{\exp(I)} = \frac{3000}{\exp(0.926)} = \frac{3000}{2.524} = 1188.59 \text{ [kg]}$$

Според општ материјален биланс:

$$F = D + W; \quad \rightarrow \quad 3000 = D + 1188.59;$$

$$D = 1811.41 \text{ [kg]}$$

Според компонентен биланс:

$$F \bar{x}_F = D \bar{x}_D + W \bar{x}_W$$

$$3000 * 0.4 = 1811.41 \bar{x}_D + 1188.59 * 0.07$$

$$\bar{x}_D = 0.61 \left[\frac{\text{kgA}}{\text{kg} (A + B)} \right]$$

5. Смеса од 200 kmol(A+B), составена од полесна испарлива компонента (A) и потешко испарлива компонента (B) е со почетен состав $0.6 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol} (A+B)} \right]$ се третира во процес на диференцијална дестилација и се добива 180 kmol (A+B) дестилат. Да се определи молската фракција на компонентата (A) во остатокот и дестилат. Условите на рамнотежа се дефинирани табеларно:

Табела 3-11. Рамнотежни податоци

x	0	0.1	0.15	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6
y^*	0	0.20	0.27	0.34	0.46	0.57	0.67	0.84

$$(x, y^*) \frac{[\text{kmolA}]}{[\text{kmol} (A + B)]}; \quad F = 200 [\text{kmol} (A + B)]; \quad D = 180 [\text{kmol}];$$

$$x_F = 0.6 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol} (A + B)} \right]; \quad x_D = ?; \quad x_W = ?$$

Диференцијална дестилација:

$$\ln \frac{n_o}{n_1} = \int_{x_1}^{x_o} \frac{dx}{y-x} \quad (1);$$

$$F = n_o = 200 \text{ [kmol (A + B)]}; \quad n_1 = W \text{ [kmol (A + B)]}$$

$$\text{ОМБ: } F = D + W \quad (2)$$

$$(2): 200 = 180 + W$$

$$W = 20 \text{ [kmol (A + B)]}$$

Во изразот (1) се заменуваат познатите вредности:

$$(1): \ln \frac{n_o}{n_1} = \ln \frac{F}{W} = \ln \frac{200}{20} = 2.3$$

За решавање на интегралот од изразот (1) потребна е неговата граница ($x_W = ?$). Таа е непозната затоа се претпоставува нејзината вредност и со користење на методата проба-грешка се проверува претпоставката.

Претпоставка:

$$x_W = 0.3$$

Рамнотежните податоци се дадени во *табелата 3-11*, затоа вредноста на интегралот (I) се одредува со нумеричка интеграција и примена на трапезна формула:

Равенката за решавање е дадена со изразот за **трапезно правило**:

$$I = \left(\frac{Y_n - Y_0}{n} \right) \left(\frac{f(Y_n) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + \dots + f(Y_{n-1}) \right) \quad (3)$$

$$(3): I = \left(\frac{x_F - x_W}{3} \right) \left(\frac{f(x_3) + f(x_0)}{2} + f(x_1) + f(x_2) \right) \quad (3-1)$$

За поедноставување на пресметките е направена поделбата на интегралот (I) на 3 еднакви сегменти-делови, ($n=3$), *табела 3-12*.

Табела 3-12. Нумеричка интеграција

	0	1	2	3
x	0.3	0.4	0.5	0.6
y^*	0.46	0.57	0.68	0.84
$f(x) = \frac{1}{y-x}$	6.25	5.88	5.55	4.14

Начинот на решавањето на изразот (3) е веќе покажан во претходните примери.

$$(3 - 1): I = \left(\frac{0.6 - 0.3}{3}\right) \left(\frac{4.14 + 6.25}{2} + 5.88 + 5.55\right) = 1.69$$

1.69 \neq 2.3 – неточна претпоставка

Нова претпоставка:

$$x_w = 0.22$$

Од *табелата 3-12* се земаат вредности од 0.2 до 0.6, границите на интегралот. Во овој случај интегралот (I) поделен на 4 еднакви сегменти-делови, (n=4).

Табела 3-13. Нумеричка интеграција со нова претпоставка

	0	1	2	3	4
x	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6
y^*	0.34	0.46	0.57	0.67	0.84
$f(x) = \frac{1}{y-x}$	7.69	6.25	5.88	5.55	4.14

$$I = \left(\frac{x_F - x_w}{4}\right) \left(\frac{f(x_4) + f(x_0)}{2} + f(x_1) + f(x_2) + f(x_3)\right) \quad (3')$$

$$(3'): I = \left(\frac{0.6 - 0.2}{4}\right) \left(\frac{4.14 + 7.69}{2} + 6.25 + 5.88 + 5.55\right)$$

$I = 2.27 \sim 2.3$; доволно точна претпоставка

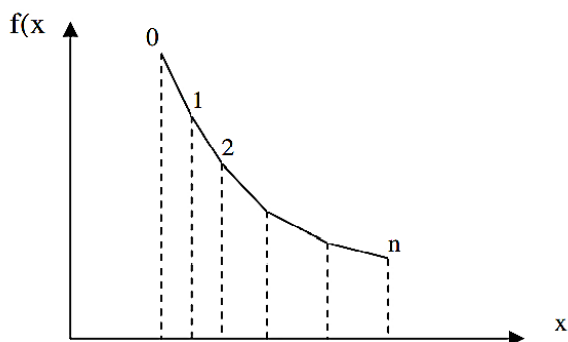
$$x_w = 0.22 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right];$$

Компонентен биланс:

$$F x_f = D x_D + W x_w \quad (4)$$

$$(4): 200 * 0.6 = 180 x_D + 20 * 0.22$$

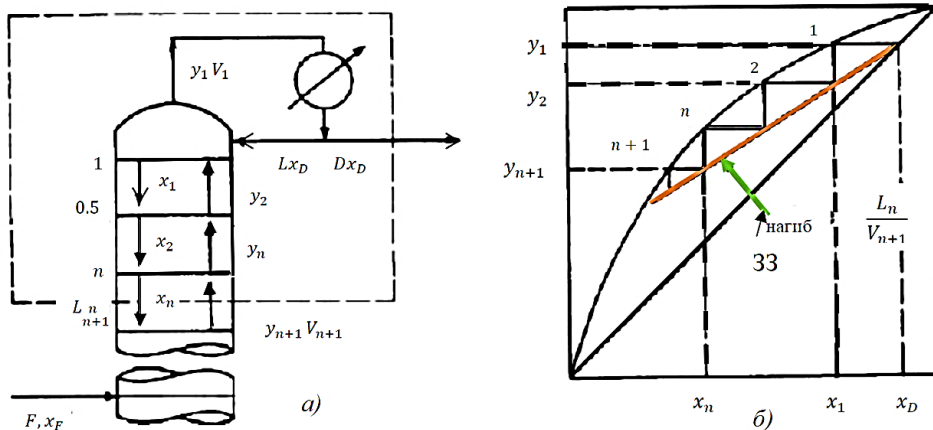
$$y = x_D = 0.64 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right]$$



Слика 3-14. Поделба на интеграл израз (1) на n -еднакви сегменти

3.3. Континуирана дестилација со рефлукс, ректификација

- Зона на збогатување (33)



Слика 3-15. Зона на збогатување (33)

а) Сликвито

б) Графички

Општ материјален и компонентен биланс за зона на збогатување (33):

$$\text{ОМБ: } V_{n+1} = L_n + D \quad (3-14)$$

$$\text{КМБ: } V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_d \quad (3-15)$$

Работна линија за зона на збогатување (33):

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D x_D}{V_{n+1}} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D x_D}{L_n + D} \quad (3-16)$$

Се усвојува:

$$y_{n+1} = y; \quad x_{n+1} = x; \quad V_{n+1} = V; \quad L_n = L$$

Облик на работна линија со усвојувања:

$$y = \frac{L}{V} x_n + \frac{D x_D}{V} = \frac{L}{L + D} x_n + \frac{D x_D}{L + D} \quad (3 - 16 - 1)$$

Работна линија на зона на збогатување (33), изразена преку рефлукс (R):

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{1}{R + 1} x_D \quad (3-17)$$

Изразот (3-17) претставува израз на равенка на права со облик:

$$y = ax + b \quad (3 - 17 - 1)$$

a – нагиб на права,

b – отсечок на права.

Според изразот (3-17) следува:

$$a = \frac{R}{R+1} = \operatorname{tg} \alpha \text{ – нагиб на права,}$$

$$\frac{x_D}{R+1} = b \text{ – отсечок на права.}$$

Рефлукс:

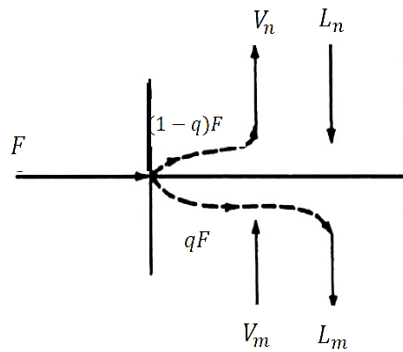
$$R = \frac{L}{D} \quad (3-18)$$

Минимален рефлукс:

$$R_{min} = \frac{L_{\text{збогатување}}}{D} = \frac{x_D - y_s}{y_s - x_s} \quad (3-19)$$

- *Влез на напој*

Напојна струја или, кратко, напој во колоната за ректификација најчесто влегува странично, прикажана на *сликата 3-16*.



Слика 3-16. Пресек на колона на местото на напоен под

Работна линија на напој (*q*-линија):

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F \quad (3-20)$$

$$q = \frac{h_{см.} + C_{смеса}(T_{врие.} - T_F)}{h_{смеса}} = 1 + \frac{C_{см.}(T_{врие.} - T_F)}{h_{смеса}} \quad (3-21)$$

Вредност на (*q*) за:

Ладен течен напој:

$$q = 1 + \frac{C_{p-L}(T_w - T_F)}{h_V - h_L};$$

Напој од прегреана пара:

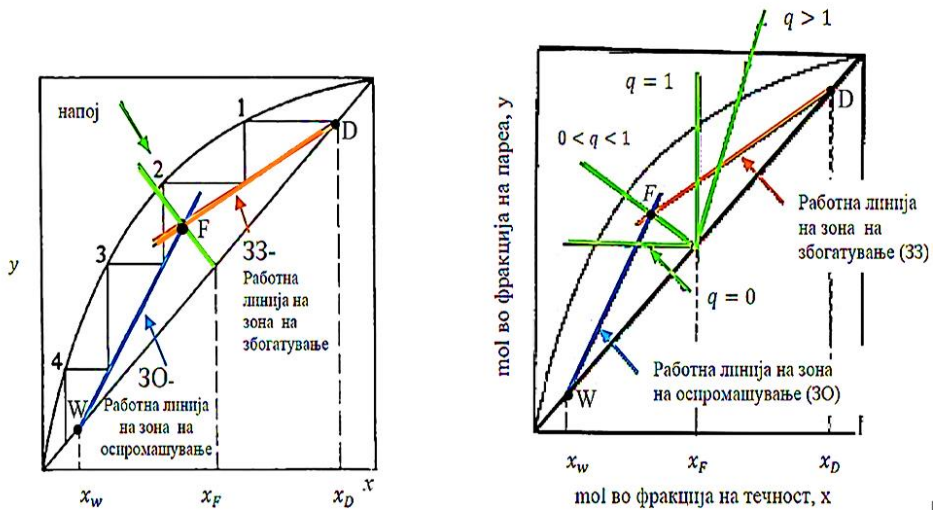
$$q = \frac{C_{p-L=V}(T_D - T_F)}{h_V - h_L} \quad (3-22)$$

Ознаките како индекс во изразите означуваат:

D-дестилат; *W*-остаток; *V*-пара;

F-напој; *L*-течност; *H*-енталпија.

Графички изглед на напојна линија во зависност од типот на напој (само пара, само течност или смеса на течност и пара) прикажан на *сликата 3-17*.

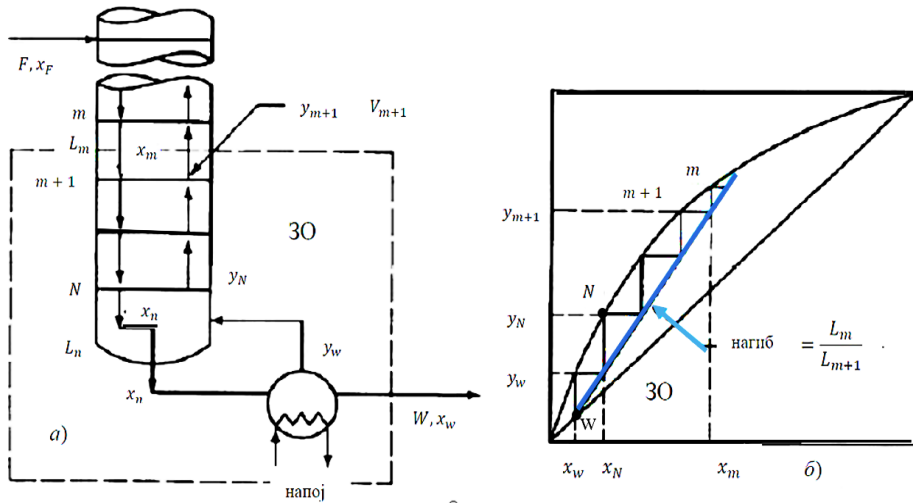


Слика 3-17. Напој во колона

q - течност во напој, f - пара во напој:

$$q + f = 1 \quad (100\%); \quad 0 < q < 1$$

- Зона на осиромашување (30), (Stripping Section)



Слика 3-18. Зона на осиромашување (30):

а) Сликвито

б) Графички

Работна линија на зона на осиромашување 30:

$$y = \frac{L_m}{L_m - W} x - \frac{W}{L_m - W} x_w \quad (3-23)$$

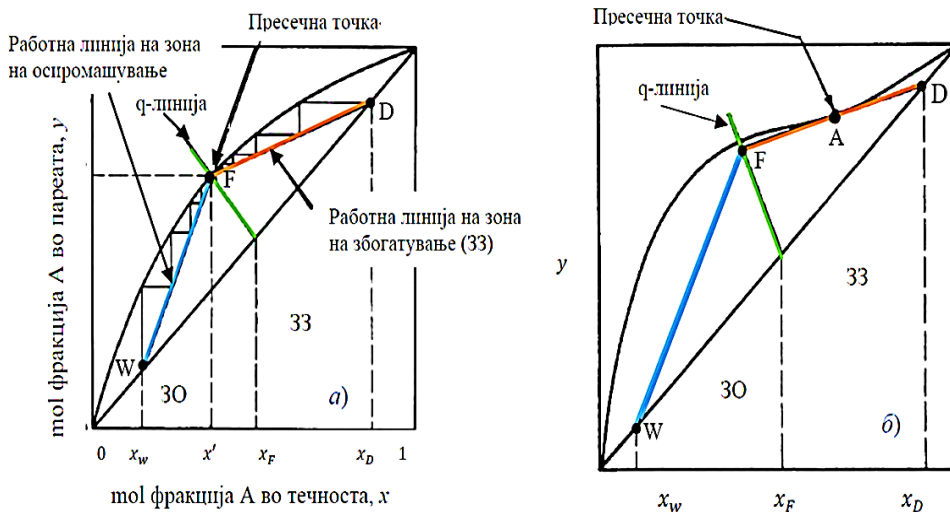
$$y = \frac{R + q f}{(R + 1) - (1 - q)f} x - \frac{f - 1}{R + 1 - (1 - q)f} x_w \quad (3-23 - 1)$$

Количина на пара (f) во напој :

$$f = \frac{x_D - x_w}{x_F - x_w} \quad (3-24)$$

- Минимален рефлукс

Точката на минимален рефлукс за ректификација графички е прикажан на *сликата 3-19*.



Слика 3-19. Графички приказ на минимален рефлукс

Во некои случаи, кога рамнотежната линија има анфлексција, како на *сликата 3-18-б*, работната линија на минималниот рефлукс е тангентата на линијата на рамнотежа.

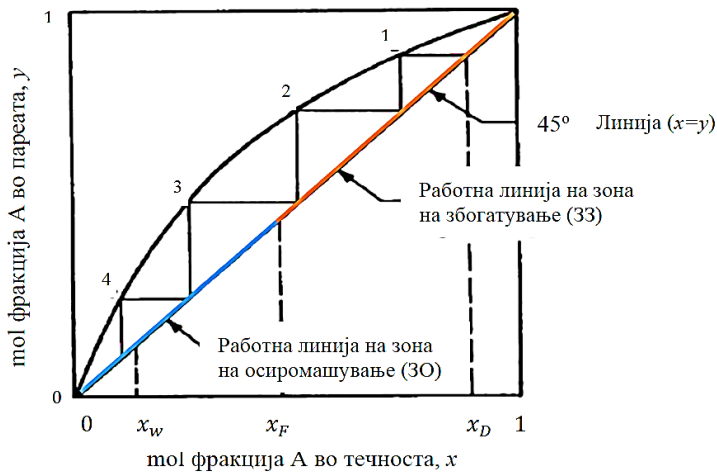
$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{x_D - y'}{x_D - x'} \quad (3-25)$$

- *Тотален рефлукс*

Тотален рефлукс, *слика 3-20*, се појавува при екстреман случај кога потребниот број теоретски подови е минимален, за да се добие потребно разделување на x_D и x_W . Во реалноста нема воопшто производ при ваков рефлукс, а дијаметарот на колоната е бесконечен.

ОМБ: $V_{n+1} = L_n$

КМБ: $V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n \quad R = \infty; D = 0$



Слика 3-20. Графички приказ на колони со тотален рефлукс

1. Бинарна смеса (A+B) со состав 20 mol % (A) се внесува во колони за континуирана ректификација со проток 1000 kmol/h. Од колоната се издвојува 850 kmol/h пара со состав 90 mol % (A), која целосно кондензира во кондензатор, а 650 kmol/h кондензат се враќа во колоната како рефлукс. Одреди:

- Моларен проток на остатокот и молска фракција на компонента (A) во остаток.
- Рефлуксен однос.
- Молски проток на течна и гасна фаза низ зона на збогатување (ЗЗ) и низ зона на осиромашување (ЗО), ако напојот е течност на

температура на влез 20°C и има температура на вриење 95°C, специфична топлина 160 000 J/kmolK и латентна топлина 30 000 kJ/kmol.

$$x_F = 20 [\text{mol}\%(\text{A})] = 0.2; \quad F = 1000 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]; \quad V = 850 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right];$$

$$x_D = 90 [\text{mol}\%(\text{A})] = 0.9; \quad L = 650 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right];$$

$$\text{a) } W = ?; \quad x_W = ?; \quad \text{б) } R = ? \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kmol}} \right];$$

$$\text{в) } L_{3.3} = ?; \quad V_{3.3} = ?; \quad L_{3.0} = ?; \quad V_{3.0} = ?;$$

$$T_F = 20[^\circ\text{C}]; \quad T_{\text{вр.}} = 95[^\circ\text{C}]; \quad C_p = 160000 \left[\frac{\text{J}}{\text{kmol K}} \right];$$

$$h_{gl} = 30000 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right].$$

а) Количина и состав на остаток според биланс на колоната:

$$\text{ОМБ: } F = D + W \quad (1) \quad \rightarrow \quad D = ?; \quad W = ?$$

$$\text{КМБ: } F x_F = D x_D + W x_W \quad (2) \quad \rightarrow \quad x_W = ?$$

Во изразите (1) и (2) има многу непознати и не може да се најдат бараните параметри, затоа се прави биланс на кондензатор:

$$\text{ОМБ – К: } V = R + D \quad (3)$$

$V \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$ – количина пара

$$(3): D = V - R = 850 - 650 = 200 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

Количина остаток, од изразот (1):

$$(1): W = F - D = 1000 - 200 = 800 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

Составот на остатокот:

$$(2): 1000 * 0.2 = 200 * 0.9 + 800 x_W$$

$$x_W = 0.025 \frac{[\text{kmol}(\text{A})]}{[\text{kmol}(\text{A} + \text{B})]}$$

б) Рефлуксен однос:

$$R = \frac{L}{D} = \frac{650}{200} = 3.25 \left[\frac{kmol}{kmol} \right]$$

в) Зона на збогатување (33):

$$\text{ОМБ} - 33: V = L + D \quad (3)$$

$$(3): 850 = 650 + 200$$

$$L_{3.3} = L = 650 \left[\frac{kmol}{h} \right]; \quad V_{3.3} = V = 850 \left[\frac{kmol}{h} \right];$$

Зона на осиромашување (30):

$$\text{ОМБ} - 30: V_m = V - (q - 1)F \quad (4) \rightarrow q = ?$$

$$\text{ОМБ} - 30: L_m = L + qF \quad (4 - 1) \rightarrow q = ?$$

Количество течност (q) во колоната:

$$q = \frac{h_{lg-см.} + C_{см.}(T_{врие.} - T_F)}{h_{lg-см.}} = 1 + \frac{C_{см.}(T_{врие.} - T_F)}{h_{lg-см.}}$$

$$q = 1 + \frac{160(95 - 20)}{30\,000} = 1.4 \quad (5)$$

$$(4): V_m = 850 - (1.4 - 1)1000 = 850 - 0.4 * 1000 = 1250 \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

$$(4 - 1): L_m = 650 + 1.4 * 1000 = 2050 \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

$$L_{3.0} = L_m = 2050 \left[\frac{kmol}{h} \right]; \quad V_{3.0} = V_m = 1250 \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

2. Смеса од метанол (А) и вода (В) се внесува во колона за континуирана ректификација како течност со проток 1500 kg/h на температура на вриење и содржина на метанол 12 wt%. Дестилатот содржи 90 wt % метанол, а остатокот 5 wt % метанол. Низ кондензаторот минува 3500 kg/h вода за ладење со топлински капацитет 4.18 kJ/kgK и се загрева за 50 °C. Дестилатот на излезот од кондензаторот е течност на температура на вриење. Латентна топлина на кондензација на парата на метанол и вода е 40 500 kJ/kmol. За дадените услови на работа, да се определи:

а) Проток на пара и течна фаза низ зоната на збогатување и зона на осиромашување (kmol/h).

б) Напиши израз на работна линија на зона на збогатување (33) и зона на осиромашување (30).

$$\bar{x}_F = 12 [\text{wt}\%(\text{A})] = 0.12; \quad \bar{F} = 1500 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right];$$

$$q = 1; \quad \text{метанол (A); вода (B);}$$

$$\bar{x}_D = 90 [\text{wt}\%(\text{A})] = 0.9; \quad \bar{x}_W = 5 [\text{wt}\%(\text{A})] = 0.05;$$

$$m_W = 3500 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]; \quad \Delta T = 50[^\circ\text{C}]; \quad C_p = 4.18 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \right];$$

$$h_{lg} = 40\,500 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right].$$

а) $L_{3.3} = ?; V_{3.3} = ?; L_{3.0} = ?; V_{3.0} = ?;$ б) $y_{3.3} = ?; y_{3.0} = ?$

а) *Зона на збогатување (33)*, количина на пара и течна фаза низ зоната:

$$\text{ОМБ} - 33: V = L + D \quad (1) \quad \rightarrow \quad D = ?; V = ?; L = ?;$$

$$L_{3.3} = L \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]; \quad V_{3.3} = V \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right];$$

Количина на дестилат (D) се определува од билансите на колоната, но изразени преку маса, затоа што податоците кои се дадени во условот се масни:

$$\text{ОМБ: } \bar{F} = \bar{D} + \bar{W} \quad (2) \quad \rightarrow \quad \bar{D} = ?; \bar{W} = ?$$

$$\text{КМБ: } \bar{F} \bar{x}_F = \bar{D} \bar{x}_D + \bar{W} \bar{x}_W \quad (3)$$

$$(2): 1500 = \bar{D} + \bar{W} \quad \rightarrow \quad \bar{W} = 1500 - \bar{D}$$

$$(3): 1500 * 0.12 = \bar{D} * 0.9 + \bar{W} * 0.05$$

Со решавање на системот равенки од изразите (2) и (3):

$$(3): 180 = \bar{D} * 0.9 + \bar{W} * 0.05$$

$$(3): 180 = 0.9 \bar{D} + 0.05(1500 - \bar{D}) = 0.9 \bar{D} + 75 - 0.05 \bar{D} = 0.85 \bar{D} + 75$$

$$\bar{D} = 123.6 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$(2): \bar{W} = 1500 - 123.6 = 1376.17 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Количина на пара и течна фаза низ зоната треба да се пресметаат во $\left[\frac{kmol}{h} \right]$, а пресметаните количини дестилат и остаток се во $\left[\frac{kg}{h} \right]$, затоа се прави конверзија на $\left[\frac{kmol}{h} \right]$:

$$D = \frac{\bar{D}}{M_D} \quad (4); \quad \rightarrow \quad M_D = ?$$

Дестилатот е смеса од метанол (А) – полесно испарлива компонента и вода (В), а молекулската маса на дестилатот е:

$$M_D = x_D M_A + (1 - x_D) M_B \quad (5); \quad \rightarrow \quad x_D = ? \text{ (mol\%)}$$

$$M_A = M_{CH_3OH} = 32 \left[\frac{kg}{kmol} \right]; \quad M_B = M_{H_2O} = 18 \left[\frac{kg}{kmol} \right];$$

$$(6): x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_{CH_3OH}}}{\frac{\bar{x}_D}{M_{CH_3OH}} + \frac{1 - \bar{x}_D}{M_{H_2O}}} = \frac{\frac{0.9}{32}}{\frac{0.9}{32} + \frac{1 - 0.9}{18}} = 0.835 \left[\frac{kmol(A)}{kmol(A+B)} \right]$$

$$(5): M_D = 0.835 * 32 + (1 - 0.835)18 = 29.69 \left[\frac{kg}{kmol} \right]$$

$$(4): D = \frac{123.53}{29.69} = 4.16 \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

Количина на пара во изразот (1) е определена од билансот на кондензатор, затоа што во условот на задачата постојат податоци.

$$Q_{\text{пара}(V)} = Q_{\text{вода за ладење}} \quad (7)$$

$$(7): V h_{lg} = m C_p \Delta T$$

$$(7): V_{3.3} = \frac{m_W C_p \Delta T}{h_{lg}} = \frac{3500 * 4.18 * 50}{40500} = 18.06 \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

$$(1): L_{3.3} = V_{3.3} - D = 18.06 - 4.16 = 13.9 \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

Зона на осиромашување (30):

$$\text{ОМБ} - 30: V_m = V - (q - 1)F \quad (8) \quad \rightarrow \quad F = ? \left[\frac{kmol}{h} \right]$$

$$\text{ОМБ} - 30: L_m = L + qF \quad (9)$$

Влезен напој, даден е масен $\left[\frac{kg}{h}\right]$, а треба да се конвертира во молски $\left[\frac{kmol}{h}\right]$:

$$F = \frac{\bar{F}}{M_F} (4 - 1); \rightarrow M_F = ?$$

Целата постапка на конверзија се прави на ист начин како што е направена конверзија на количината дестилат. Се користат истите изрази, само прилагодени за напој:

$$M_F = x_F M_A + (1 - x_F) M_B \quad (5 - 1); \quad x_F = ? (mol\%)$$

$$M_A = M_{CH_3OH} = 32 \left[\frac{kg}{kmol}\right]; \quad M_B = M_{H_2O} = 18 \left[\frac{kg}{kmol}\right];$$

$$(6 - 1): x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{CH_3OH}}}{\frac{\bar{x}_F}{M_{CH_3OH}} + \frac{1 - \bar{x}_F}{M_{H_2O}}} = \frac{\frac{0.12}{32}}{\frac{0.12}{32} + \frac{1 - 0.12}{18}} = 0.07 \left[\frac{kmol(A)}{kmol(A+B)}\right]$$

$$(5 - 1): M_F = 0.07 * 32 + (1 - 0.07)18 = 29.69 \left[\frac{kg}{kmol}\right]$$

$$(4 - 1): F = \frac{\bar{F}}{M_F} = \frac{1500}{29.69} = 79.03 \left[\frac{kmol}{h}\right]$$

Барани количини течност и пара во колоната:

$$(8): V_m = V - (q - 1)F = 18.06 - (1 - 1)79.03 = 18.06 \left[\frac{kmol}{h}\right]$$

$$(9): L_m = L + qF = 13.9 + 1 * 79.03 = 92.93 \left[\frac{kmol}{h}\right]$$

б) Работни линии во зоната на збогатување (33) и зоната на осиромашување (30) се:

$$y_{3.3} = \frac{L}{V}x + \frac{D x_D}{V} = \frac{13.9}{18.06}x + \frac{4.16 * 0.835}{18.06} = 0.769x + 0.192$$

$$y_{3.0} = \frac{L_m}{L_m - W}x - \frac{W}{L_m - W}x_w \quad (10) \rightarrow W = ?; x_w = ?$$

$$(1 - 1): OMB: W = F - D = 79.03 - 4.16 = 74.77 \left[\frac{kmol}{h}\right]$$

$$(6 - 1 - 1): x_w = \frac{\frac{\bar{x}_w}{M_{CH_3OH}}}{\frac{\bar{x}_w}{M_{CH_3OH}} + \frac{1 - \bar{x}_w}{M_{H_2O}}} = \frac{\frac{0.05}{32}}{\frac{0.05}{32} + \frac{1 - 0.05}{18}}$$

$$x_w = 0.03 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(A + B)} \right]$$

$$(10): y_{3.0} = \frac{92.93}{92.93 - 74.77} x - \frac{74.77 * 0.03}{92.93 - 74.77} = 5.145x - 0.12$$

3. Се воведува двокомпонентна смеса (A + B) која содржи 45 mol% од компонентата (A), загреана до точка на вриење, во колона за континуирана ректификација. Молскиот удел на компонентата (A) во дестилатот е 0.8, а во остатокот 0.1. Ако колоната работи со рефлуксен однос 3 kmol/kmol и ако рамнотежата во системот е дефинирано со:

Табела 3-14. Рамнотежни податоци

x	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
y^*	0	0.25	0.43	0.56	0.67	0.78	0.82	0.88	0.92	0.96	1

Каде што: $x \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + B)} \right]$; $y^* \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + B)} \right]$ определи:

а) број на теоретски подови,

б) минимален рефлукс.

$$x_F = 45 \text{ mol\%} = 0.45; \quad x_D = 0.8; \quad x_W = 0.1; \quad R = 3 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kmol}} \right];$$

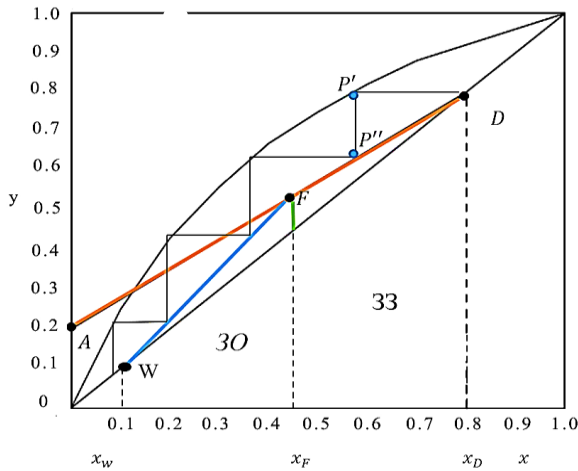
$$N_T = ?; \quad R_{min} = ?$$

а) За графичкото определување на бројот на подови (N_T), треба да се определи работна линија на зоната на збогатување и работната линија на напој (q-линија).

-Работна линија на зона на збогатување (33), од познат рефлукс:

$$y_{3.3} = \frac{R}{R + 1} x + \frac{1}{R + 1} x_D = \frac{3}{3 + 1} x + \frac{1}{3 + 1} 0.8 = 0.75x + 0.2 \quad (1)$$

Врз основа на податоците за рамнотежа, *табела 3-14* (услов на задача), конструиран е рамнотежен дијаграм (објаснето детално кај брза - флеш дестилација). Потоа се конструира работната линија на зоната на збогатување (33) што минува низ точка D: $(x_D \cap x = y)$ и точката (A) - што е отсечок на y -оската: $y = b = 0.2$, *слика 3-21*.



Слика 3-21. Графичко решение

Со определба на *работна линија на напој (q-линија)*:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F \quad (2)$$

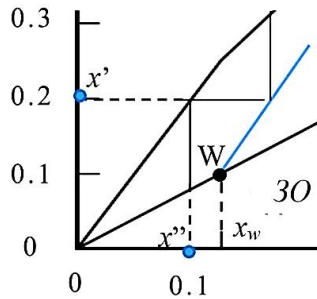
Во изразот (2), $(q = 1)$, бидејќи напојот е на **T на вриење**. Во овој случај, и кога напојот е **заситена течност** секогаш $(q=1)$.

Линијата на напојот (со зелена боја) се нанесува со повлекување на вертикална линија од точката $(x_F = 0.45)$ до пресечната точка (F) со линијата на (33)-(портокалова линија). Во точката (F) се повлекува права низ точка (W) со координата $(x_W = 0.1)$ *слика 3-21*. Цртањето подови започнува со повлекување хоризонтална линија од точката (D) до пресек со рамнотежната линија во точката (P'), и од (P') се спушта вертикална линија надолу до пресек со линија на (33) во точката (P''). Постапката се повторува до q-линијата (влезот на напој-зелена линија). Кога ќе се премине напојната q-линија постапката продолжува на ист начин, но сега во зоната на осиромашување (30-сина линија). Вертикалните линии на сите подови во зоната на осиромашување се цртаат до пресек со (30)-линијата, а цртањето завршува во точката (W). Бројот на подови се определува со броене

само на хоризонталните платоа. Последното плато не е цело, а пресметката на децималниот дел на последниот под е според изразот:

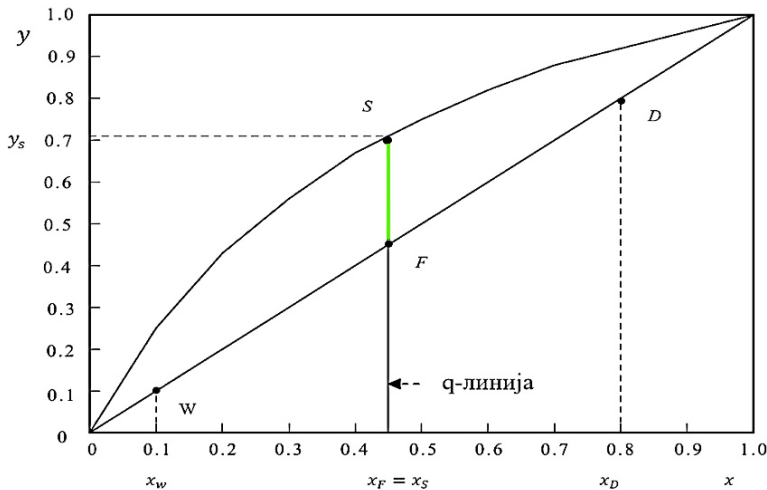
$$N_{\text{теоретски}} = 3 + \frac{x' - x_W}{x' - x''} = 3 + \frac{0.2 - 0.1}{0.2 - 0.088} = 3.9 \quad (3)$$

Вредностите за (x') и (x'') се отчитани на начин што е прикажан на [сликата 3-22](#), за последниот под до точката (W).



Слика 3-22. Определување нецелосен под (децимален дел)

б) Графички (R_{min}) се наоѓа како што е прикажано на [сликата 3-23](#), односно се отчитуваат само координатите на точката $S(x_s, y_s)$ и се заменуваат во изразот (4).



Слика 3-23. Отчитување координати на точката S за пресметка на R_{min}

$$x_s = x_F = 0.45 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right]; \quad y_s = 0.71 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right].$$

$$R_{\min} = \frac{L_{33}}{D} = \frac{x_D - y_s}{y_s - x_s} = \frac{0.9 - 0.71}{0.71 - 0.45} = 0.73 \quad (4)$$

4. Во колоната за континуирана ректификација се изведува процес на одвојување на смесата составена од бензен (A) и толуен (B). Полесно испарлива компонента е бензен (A). Составот на напојната смеса е: 0.45 kmolA/kmol (A + B), а дестилатот содржи 95 mol % бензен. Остатокот содржи 90 mol% толуен. Напојот е течност на температура од 20°C, а тој врие на 95°C и има специфична топлина 1.75 kJ/kg°. Латентната моларна толина на бензенот и толуенот се 357.2 kJ/kg. Одреди:

а) Позицијата на напојниот под, ако колоната работи со рефлукс $4 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol}}$.

б) Број на подови, ако колоната работи со тотален рефлукс.

Рамнотежата во системот е дефинирана:

Табела 3-15. Рамнотежни податоци

X	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
y*	0	0.25	0.43	0.56	0.67	0.78	0.82	0.88	0.92	0.96	1

Ако: $x \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right], y^* \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)} \right];$

$$x_F = 0.45 \frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A+B)}; \quad R = 4 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kmol}} \right];$$

$$x_D = 95 \text{ mol \%} = 0.95; \quad x_W = 10 \text{ mol \%} = 0.1;$$

$$T_F = 20[^\circ\text{C}]; \quad (T_F < T_{\text{вриење}}) \text{ односно } T_{\text{вриење}} = 95[^\circ\text{C}];$$

$$C_{p \text{ смеса}} = 1.75 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ} \right]; \quad h_{lg\text{-бензен}} = h_{lg\text{-толуен}} = 357.2 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]; \quad q = ?$$

Израз за линија на збогатување (33):

$$33: y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D = \frac{4}{4+1}x + \frac{1}{4+1}0.95$$

$$33: y = 0.8x + 0.19 = ax + b \quad (1); \quad \rightarrow a = 0.8; b = 0.19$$

Од изразот (1) - равенка на права, се отчитува отсечокот на у-оска:

$$b = 0.19 \quad \text{и} \quad \text{наклон} \quad tg\alpha = 0.8$$

Се определува работната линија на напојот (q -линијата):

$$\text{напој: } y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F \quad (2)$$

$$(3): q = \frac{h_{lg-\text{смеса}} + C_p \text{ смеса} (T_{\text{врие.}} - T_F)}{h_{lg-\text{смеса}}} = 1 + \frac{C_p \text{ сме.} (T_{\text{врие.}} - T_F)}{h_{lg-\text{смеса}}}$$

$$(3): q = 1 + \frac{1.75(95 - 20)}{357.2} = 1.37$$

Со замена на вредноста (q) добиена од изразот (3) во изразот (2):

$$\text{напој (} q - \text{ линија): (2): } y = \frac{1.37}{1.37-1}x - \frac{1}{1.37-1}0.45 = 3.7x - 2.7$$

$$y = 3.7x - 2.7 \equiv ax + b \quad (4)$$

$$(4): b = -2.7 \text{ отсечок на } y - \text{оска}$$

$$(4): \text{наклон: } a = tg\alpha = 3.7$$

$$\text{arc tg}(3.7) = 74.88 \rightarrow \alpha = 75^\circ$$

Постои втор начин на решавање, преку наоѓање на долна работна линија на зоната на осиромашување (30):

$$30: y = \frac{L_m}{L_m - W}x - \frac{W}{L_m - W}x_w \quad (5)$$

$$y = \frac{R + qf}{(R + 1) - (1 - q)f}x - \frac{f - 1}{R + 1 - (1 - q)f}x_w \quad (5 - 1)$$

Количината на пара (f) се пресметува:

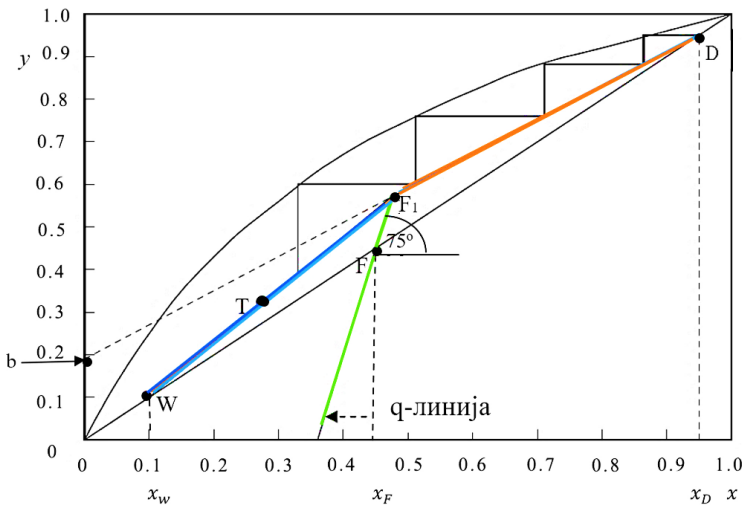
$$(6): f = \frac{x_D - x_w}{x_F - x_w} = \frac{0.95 - 0.1}{0.45 - 0.1} = 2.428$$

Со замена на вредноста за (f) добиена од изразот (6) во изразот (5-1) се добива израз за линија на зоната на осиромашување (30):

$$(5-1): y = \frac{R + qf}{R + 1 - (1 - q)f}x - \frac{f - 1}{R + 1 - (1 - q)f}x_w$$

$$y = \frac{4 + 1.25 \cdot 2.428}{4 + 1}x - \frac{2.428 - 1}{4 + 1}0.1 = 1.255x - 0.025 \quad (5-1)$$

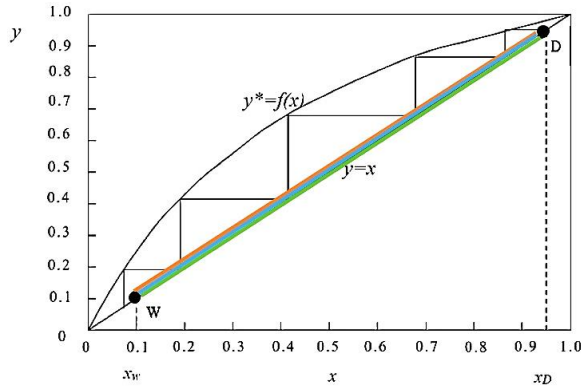
Од податоците за рамнотежа, *табела 3-15*, се конструира рамнотежен дијаграм (*слика 3-23*). Линијата (33) минува низ точката $D(x_D, x_D)$ и отсечокот на y -оска ($b = 0.19$). Напојната линија (q -линија со зелена боја) минува низ точката (F) со координати $x_F = 0.45$ и $\alpha = 75^\circ$. Наместо q -линијата, може да се конструира работната линија на (30) што минува низ точка $W(x_w, x_w)$ и која било точка $T(x_T, y_T)$ што лежи на правата (30). Координатата на точката (T) ($x_T = 0.3$) се зема произволно, а координатата ($y_T = 0.3515$) се пресметува според изразот (5-1) од равенката на правата на 30: $y = 1.25x - 0.025$. Ако пресечната точка (F_1) од работните линии (33) и (30) се поврзе со точката (F) се добива напојната q -линија и позицијата на напојниот под.



Слика 3-24. Графички приказ на бројот на подови и положба на q -линијата

При тотален рефлукс, бројот на теоретски подови се одредува со цртање подови меѓу дијагоналата ($x = y$) и рамнотежната линија $y^* = f(x)$. Броенето започнува од точката $D(x_D, x_D)$, а завршува во точка $W(x_w; x_w = y_w)$. Бројот на подови е $N_T = 4.7$, *слика 4-25*.

При тотален рефлукс линијата на (33) и (30) лежат на дијагоналата ($x=y$), а колоната работи како да има една зона.



Слика 3-25. Графички приказ на бројот на подови при тотален рефлукс

5. Во колоната за континуирана ректификација се изведува процес на раздвојување на идеална двокомпонентна смеса (A + B), каде што полесно испарлива компонента е (A). Изразот на горната линија на збогатување е (33): $y = 0.75x + 0.2$ а изразот на работната линија на зоната на осиромашување е (30): $y = 1.25x - 0.05$. Релативната испарливост на смесата е $\alpha = 2$, а смесата има напој кој се внесува во колоната како течност на температура на вриење. Одреди:

а) молска фракција на компонента (A) во дестилат (x_D), остаток (x_W) и напој (x_F);

б) теоретски број на подови во колоната, графички и аналитички.

33: $y = 0.75x + 0.2$; 30 : $y = 1.25x - 0.05$ $q = 1$; $\alpha = 2$;

$x_D = ?$ $x_W = ?$ $x_F = ?$ $N_T = ?$

Задачата може да се реши графички или аналитички.

Графичко решавање

За дадена релативна испарливост ($\alpha=2$) и произволно зададени вредности за x : (0 – 1) со чекор 0.1 се пресметува (y) според изразот:

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \quad (1)$$

Пресметаните вредности според изразот (1) се дадени во:

Табела 3-16. Пресметани вредности според изразот (1)

x	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
y	0	0.18	0.30	0.46	0.57	0.60	0.75	0.82	0.80	0.95	1

$$(1): y_{0.1} = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} = \frac{2 * 0.1}{1 + (2 - 1)0.1} = \frac{0.2}{1 + 0.1} = 0.18$$

$$(1): y_{0.2} = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} = \frac{2 * 0.2}{1 + (2 - 1)0.2} = \frac{0.4}{1 + 0.2} = 0.3$$

$$(1): y_{0.3} = 0.46 \dots \dots \dots \text{ до } (1): y_{(1)} = 1$$

Вредноста (x_D) лежи на линијата на (33): $y = 0.75x + 0.2$ и линијата ($x = y$), па се заменува ($y = x_D$).

$$(33): x_D = 0.75x_D + 0.2 \quad (2)$$

$$(2): 0.25 x_D = 0.2 \quad (2 - 1)$$

$$(2 - 1): x_D = 0.8$$

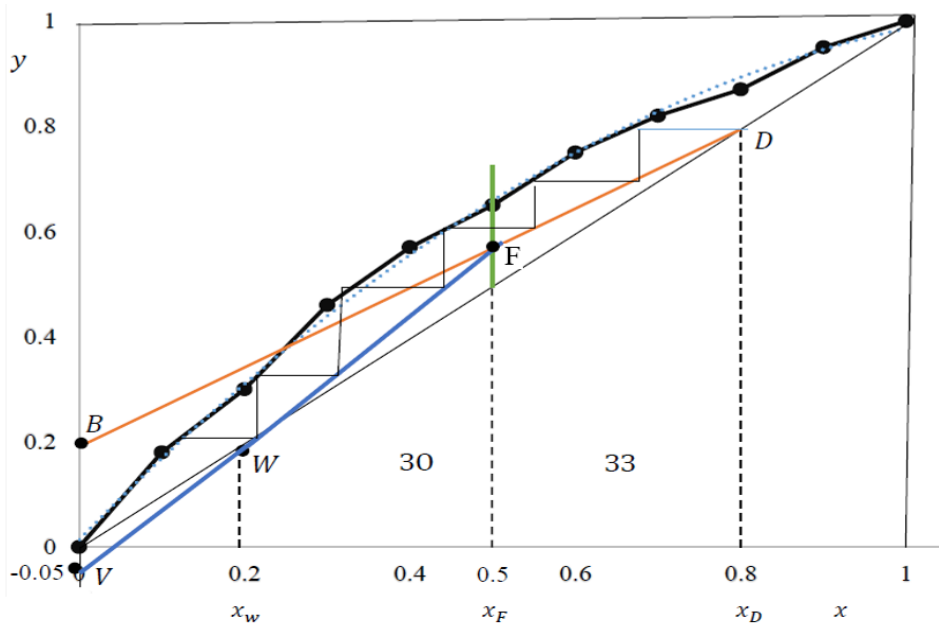
Координатата (x_W) се наоѓа од изразот (30): $y = 1.25 x - 0.05$ кога ќе се замени ($y = x_W$), затоа што и оваа точка лежи на правата ($x = y$).

$$30: x_W = 1.25 x - 0.05 \quad (3)$$

$$(3): -0.25 x_W = -0.05 \quad (3 - 1)$$

$$(3 - 1): x_W = 0.2$$

Се црта рамнотежен дијаграм, *слика 3-26*, од добиените пресметани вредности според *табелата 3-16*. На дијаграмот се нанесуваат пресметаните вредности ($x_D = 0.8$ и $x_W = 0.2$) на x – оската. Низ пресечната точка (D), добиена од $(x_D = 0.8) \cap (y = x)$, и точката (B) што е отсечок на y – оската ($b = 0.2$) се конструира права. Правата што минува низ точките (D) и (B) е работната линија (33). Линијата на (30) минува низ точката (W) добиена од $(x_W = 0.2) \cap (y = x)$ и точката (V) што е отсечок на y – оската ($b = -0.05$). Пресекот на правите (30) и (33) е точката (F) каде што минува напојната q -линија. Напојот е вертикална линија, бидејќи ($q = 1$), и минува низ точката (F). На x -оската се отчитува координатата на напојот ($x_F = 0.5$). Потоа се бројат подовите. Треба да има 5.1 пода односно 6.



Слика 3-26. Графички приказ на пресметка на бројот на подови

2. Втор начин-аналитичко решение

Зона на збогатување (33), изразот за работна линија е:

$$33 : y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D = 0.75x + 0.2 = ax + b \quad (2)$$

$$(2): \frac{R}{R+1}x = 0.75x \quad (3) \quad \text{и} \quad \frac{1}{R+1}x_D = 0.2 \quad (3-1)$$

Со средовање на изразите (3) и (3-1):

$$(3): \frac{R}{R+1} = 0.75; \quad \rightarrow R = 3$$

$$(3-1): \frac{1}{R+1}x_D = 0.2 \quad \rightarrow \frac{1}{3+1}x_D = 0.2$$

$$x_D = 0.2 * 4 = 0.8$$

Зона на осиромашување (30), израз за работна линија:

$$y = \frac{R + qf}{(R+1) - (1-q)f}x - \frac{f-1}{R+1 - (1-q)f}x_w = 1.25x - 0.05 \quad (4)$$

за $q = 1$

$$(4): \frac{R + qf}{(R + 1) - (1 - q)f} x = \frac{R + 1f}{(R + 1) - (1 - 1)f} x = \frac{R + f}{R + 1} x = 1.25x \quad (5)$$

$$(5): f = 1.25 (R + 1) - R = 1.25 (3 + 1) - 3 = 2$$

$$(4): \frac{f - 1}{R + 1 - (1 - q)f} x_w = -0.05 \Rightarrow \frac{2 - 1}{3 + 1 - (1 - 1)2} x_w = -0.05$$

$$(4): x_w = 0.2$$

$$x_F = ?$$

Во пресечната точка (F) на линиите (33) и (30) минува линијата на напој (q –линијата). Бидејќи ($q = 1$) напојната линија минува низ точката (F) и вертикално се спушта до пресекот со x -оската каде што се отчитува вредноста (x_F).

$$\left\{ \begin{array}{l} 33: y = 0.75x + 0.2 \\ 30: y = 1.25x + 0.052 \end{array} \right\} \quad (6)$$

Со решавање на системот (две равенки со две непознати) изразот (6):

$$(6): x = x_F = 0.5 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]; \quad y = 0.575 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right].$$

б) Теоретскиот број на подови во колоната:

$$\alpha = 2 \rightarrow y_A = \frac{\alpha x_A}{1 - (\alpha - 1)x_A} = \frac{2x_A}{1 - (2 - 1)x_A} = \frac{2x_A}{1 + x_A} \quad (7)$$

Од изразот (7) за линија на рамнотежа:

$$(7): x = \frac{y^*}{2 - y^*} \quad (8)$$

Пресметките за (33) се:

$$x_D = 0.8 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A+B)}} \right] \text{ се заменува во линија на (33):}$$

$$(33): y = 0.75 x + 0.2 \quad (9)$$

$$(9): y_1 = 0.75 * 0.8 + 0.2 = 0.8 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Пресметаната вредност ($y_1 = y = 0.8$) се заменува во изразот за рамнотежна линија:

$$(8): x_1 = \frac{y^*}{2 - y^*} = \frac{0.8}{2 - 0.8} = 0.67 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right] \quad (8')$$

Се споредува пресметаната (x) со (x_F): $x > x_F$ – прв под

1. За $x_1 = x = 0.67$

$$2. (9): y_2 = 0.75 * 0.67 + 0.2 = 0.7 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A+B)}} \right]$$

Добиената вредност $y_2 = y = 0.7$ се заменува во изразот на рамнотежната линија:

$$(8): x_2 = \frac{y^*}{2 - y^*} = \frac{0.7}{2 - 0.7} = 0.54 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Се споредува пресметаната (x) со (x_F): $x > x_F$

$0.54 > 0.5$ – втор под

Се заменува $x_2 = x = 0.54$ во линија (33):

$$(9): y_3 = 0.75 * 0.54 + 0.2 = 0.61 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Добиената вредност $y_3 = y = 0.61$ се заменува во израз за линија на рамнотежа:

$$(8): x_3 = \frac{y^*}{2 - y^*} = \frac{0.61}{2 - 0.61} = 0.43 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Се споредува пресметаната (x) со (x_F): $x < x_F$

$0.43 < 0.5$ – трет под

Се заменува $x_3 = x = 0.43$ во линијата (30) и се добива:

$$(10): y_4 = 1.25 * 0.43 - 0.05 = 0.49 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Добиената вредност $y_4 = y = 0.49$ се заменува во израз за линијата на рамнотежа:

$$(8): x_4 = \frac{y^*}{2 - y^*} = \frac{0.49}{2 - 0.49} = 0.32 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Се споредува пресметаната (x) со (x_F): $x > x_W$

$0.32 > 0.2$ – четврт под

Се заменува $x_4 = x = 0.32$ во линијата (30) се добива:

$$(1): y_5 = 1.25 * 0.32 - 0.05 = 0.35 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Добиената вредност $y_5 = y = 0.35$ се заменува во линијата на рамнотежа:

$$(8): x_5 = \frac{y^*}{2 - y^*} = \frac{0.35}{2 - 0.35} = 0.21 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Се споредува пресметаната x со x_F : $x > x_W$ $0.21 > 0.2$ и тоа е петтиот под.

Се заменува за $x_5 = x = 0.21$ во линијата (30) се добива:

$$y_6 = 1.25 * 0.21 - 0.05 = 0.21 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

Се заменува $y_6 = y = 0.21$ во линијата на рамнотежа:

$$x_6 = \frac{y^*}{2 - y^*} = \frac{0.21}{2 - 0.21} = 0.12 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol (A + B)}} \right]$$

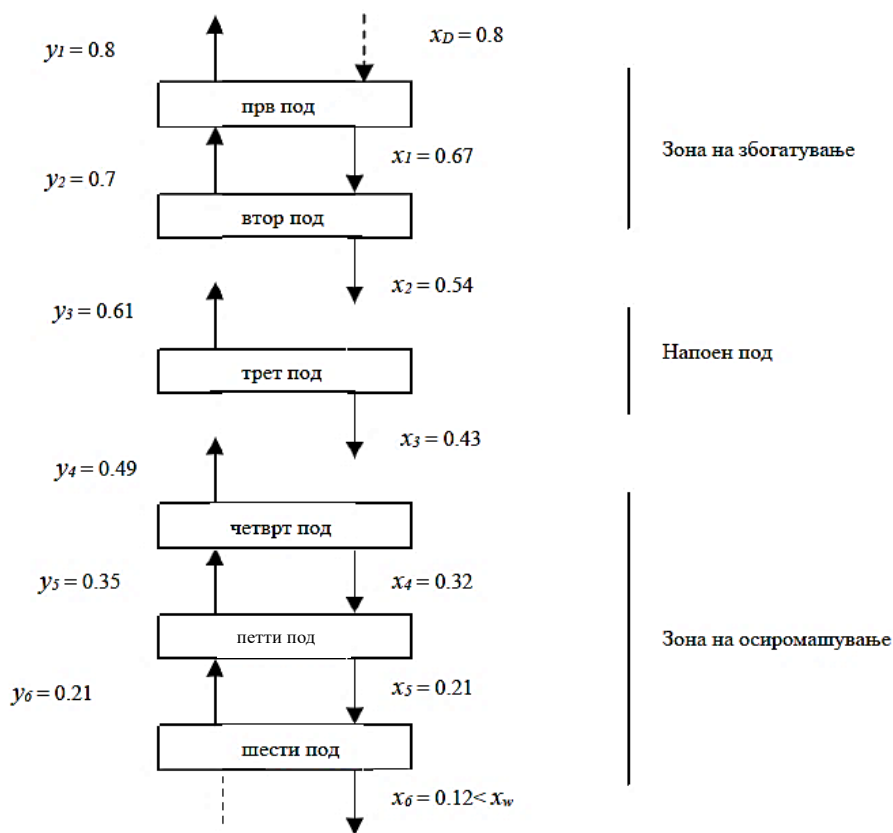
Се споредува пресметаната x со x_F : $x > x_W$; $0.12 < 0.2$ Тоа е последниот шести под.

Број на теоретски подови:

$$N_T = 5 + \frac{x_5 - x_W}{x_5 - x_6} = 5 + \frac{0.21 - 0.2}{0.21 - 0.12} = 5.11$$

Забелешка:

Вредностите за (x и y) добиени со горенаведената постапка се молски фракции на компонентата (A) во фазите на напуштање на дадениот под. Така, на пр. $x_2 = 0.54 \text{ mol (A)}$ во течната фаза (L) што заминува од вториот под, а $y_2 = 0.7 \text{ mol (A)}$ во фазата на пара (G) што го напушта вториот под.



6. Напојна смеса во количина $1 \text{ kmol } (A + B)/s$ што има состав $0.2 \text{ kmol } (A)/\text{kmol } (A + B)$ се внесува во колона за континуирана ректификација. Смесата е составена од бензен (A) и толуен (B). Протокот на течна фаза во зоната на осиромашување $1 \text{ kmol}/s$, а протокот на течна фаза во зоната на збогатување е $0.2 \text{ kmol}/s$. Колоната работи со рефлукс $R = R_{min} = 3$. Определи ги:

- молските текови од фазите што ја напуштаат постројката за испарување (W, D);
- молските удели на бензен во фазите што ја напуштаат постројката за испарување (x_W, x_D);

Рамнотежа во системот е дефинирана со:

Табела 3-17. Рамнотежни податоци

X	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
y*	0	0.23	0.38	0.5	0.61	0.70	0.78	0.86	0.92	0.97	1

$$x \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right]; \quad y^* \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right];$$

$$F = 1 \left[\frac{\text{kmol}(A+B)}{S} \right]; \quad R = R_{min} = 3; \quad x_F = 0.2 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right];$$

$$L_{30} = 1 \left[\frac{\text{kmol}}{S} \right]; \quad L_{33} = 0.2 \left[\frac{\text{kmol}}{S} \right];$$

$$W = ?; \quad D = ?; \quad x_W = ?; \quad x_D = ?$$

q – течност во напој

Според вкупниот материјален биланс за течна фаза (L) на колоната во зоните на (33) и (30) е:

$$qF = L_{30} + L_{33} \quad (1)$$

$$(1): q = \frac{L_{30} - L_{33}}{F} = \frac{1 - 0.2}{1} = 0.8 \quad (2)$$

Израз за напојна q-линија:

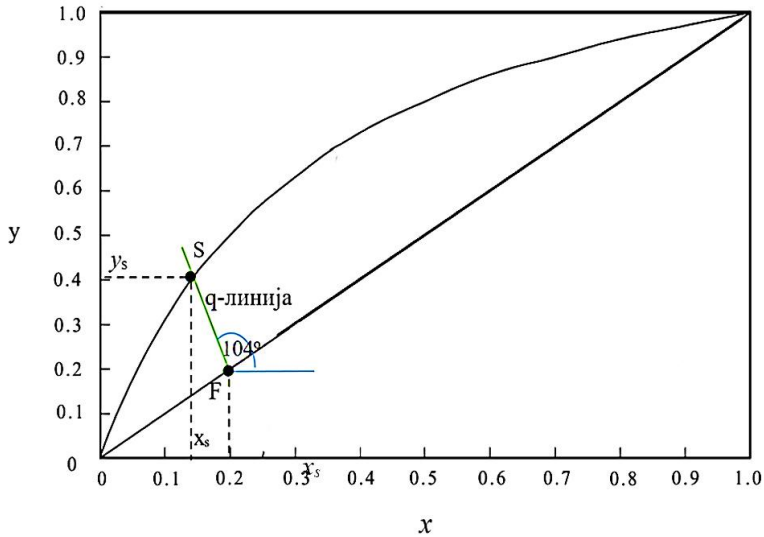
$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F = \frac{0.8}{0.8-1}x - \frac{1}{0.8-1}0.2 \quad (3)$$

$$(3): y = -4x + 1 \quad \rightarrow \quad a = -4; \quad b = 1$$

$$\text{наклон: } a = -4 = \text{tg}\alpha \quad \rightarrow \quad \text{arc tg}(-4) = -75.96 = -76^\circ$$

$$\alpha = 180 - 76 = 104^\circ$$

Од рамнотежните податоци, *табела 3-17*, се конструира рамнотежен дијаграм и се повлекува q-линијата (линија на напој-со зелена боја) низ точката F ($x_F = 0.2; x_F = y_F$). Конструкцијата на напојната линија низ точката (F) е со цртање помошна права низ точката (F) паралелна на x-оската и нанесување на агол ($\alpha = 104^\circ$) на помошната права. Пресечната точка од правата (q) и рамнотежната линија ја дефинира позицијата на точката S (x_S, y_S), *слика 3-27*.



Слика 3-27. Графички приказ на напојна линија(q-линија)

Од графиконот на [сликата 4-27](#) се отчитуваат координатите на точката $S(x_s, y_s)$ и се заменуваат во изразот (4) за минимален рефлукс. Непозната е само $x_D = ?$

$$R_{min} = \frac{x_D - y_s}{y_s - x_s} \quad (4)$$

$$(4): x_D = y_s + R_{min}(y_s - x_s) = 0.675 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A+B)} \right]$$

$$R_{min} = \frac{L_{33}}{D} \quad (5);$$

$$(5): D = \frac{L_{33}}{R_{min}} = \frac{0.2}{3} = 0.067 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right]$$

Општ материјален биланс за колона:

$$F = D + W \quad (6)$$

$$(6): W = F - D = 1 - 0.067 = 0.933 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right]$$

Компонентен биланс за полесно испарлива компонента:

$$F x_F = D x_D + W x_W \quad (7)$$

$$(7): 1 * 0.2 = 0.067 * 0.675 + 0.933 x_W$$

$$(7): x_W = 0.166 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right]$$

7. Во колона за континуирана дестилација се одвојува бинарна смеса со релативна испарливост 2 составена од полесно испарлива компонента (A) и потешко испарлива компонента (B). Напојот е со состав $0.3 \text{ kmol}(A) / \text{kmol}(A + B)$. Составот на дестилатот е $0.9 \text{ kmolA} / \text{kmol}(A + B)$. Определи минимален рефлукс (R_{min}), ако напојот е:

а) На температура на вриење.

б) Сува пара.

$$x_F = 0.3 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right]; \quad x_D = 0.9 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right]; \quad \alpha = 2;$$

$$R_{min} = ?; \quad \text{а) } q = 1; \quad \text{б) } q = 0$$

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 - (1 - \alpha)x_A} = \frac{2x_A}{1 - (2 - 1)x_A} = \frac{2x_A}{1 + x_A} \quad (1)$$

$$(1): x_A = \frac{y_A}{2 - y_A} \quad (2);$$

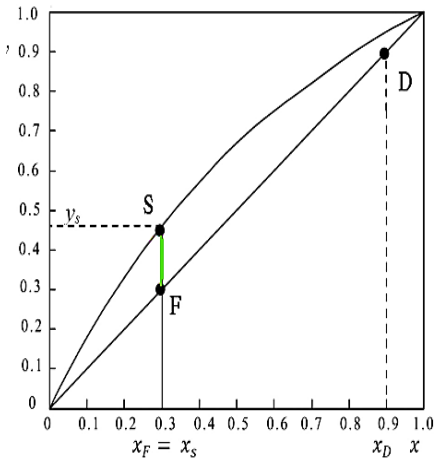
Се црта рамнотежен дијаграм со задавање произволни вредности за x : (0 до 1) со чекор 0.1. Пресметката на (y) е според изразот (1) (објаснето во претходни примери). Се нанесуваат дадените: (x_D) до точка (D) и (x_F) до точката (F). Во точката (F) прво се нанесува напојната q -линија на температура на вриење, (вертикална зелена линија, *слика 3-28-а*). Ако напојот е сува пара, во точката (F) се повлекува хоризонтална линија (*слика 3-28-б*). Потоа се пресметува минималниот рефлукс за претходно отчитаните координати на точката S (x_S, y_S) според графиконот на *сликата 3-28-а* и *сликата 3-28-б*. Пресметките се:

$$\text{а) } x_D = 0.9 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right]; \quad \text{б) } x_D = 0.9 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right];$$

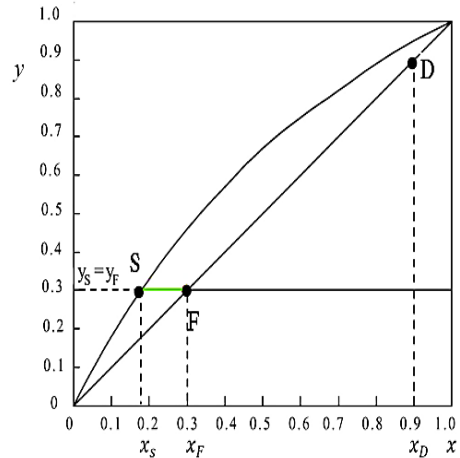
$$x_S = x_F = 0.3 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right]; \quad y_S = x_F = 0.3 \left[\frac{\text{kmolA}}{\text{kmol}(A + B)} \right];$$

$$y_S = \frac{2x_S}{1 + x_S} = \frac{2 * 0.3}{1 + 0.3} = 0.46; \quad x_S = \frac{y_S}{2 - y_S} = \frac{0.3}{2 - 0.3} = 0.176.$$

$$R_{min} = \frac{x_D - y_s}{y_s - x_s} = \frac{0.9 - 0.46}{0.46 - 0.3} = 2.71; \quad R_{min} = \frac{x_D - y_s}{y_s - x_s} = \frac{0.9 - 0.3}{0.3 - 0.176} = 4.86$$



а) Напој - заситена течност



б) Напој - прегреана пара

Слика 3-28. Графички приказ напојна линија

Ефикасност на колона:

$$\eta = \frac{N_{\text{теоретски}}}{N_{\text{вистински}}} \quad (3-26)$$

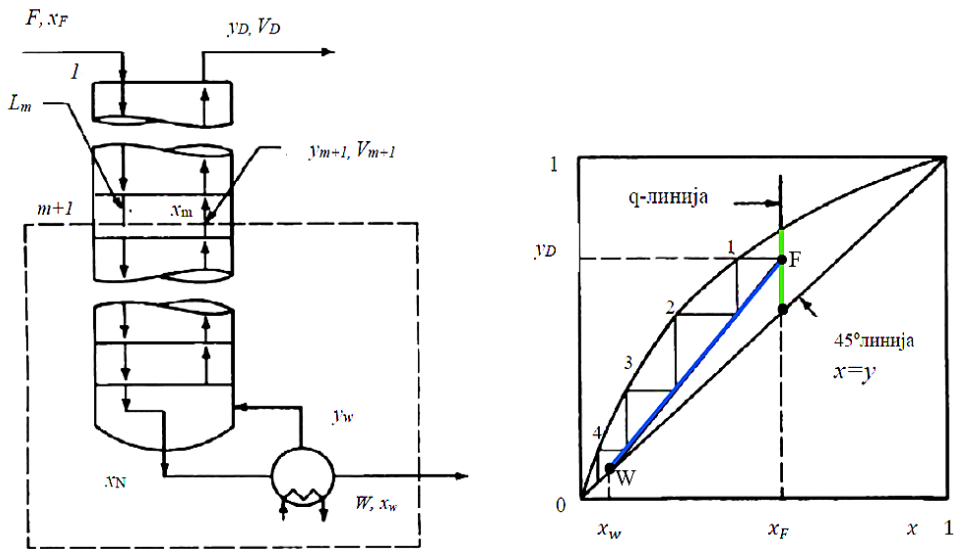
N_T – број на подови

3.4. Дестилација во колона со зона на осиромашување

Во некои случаи напојот се внесува во горниот дел на колоната затоа што е потребен само производот од дното на колоната. Во ваков случај напојот обично е заситена течност на температура на вриење. Сликвито ваков тип колона за испирање (Stripping-колона) е прикажан на *сликата 3-29-а*. Графичкиот приказ на колоната која работи само со зона на осиромашување (30), кога напојот е заситена течност ($q=1$) е прикажан на *сликата 3-29-б*.

Количината течност (L_m) во зоната на осиромашување (30) зависи од:

- а) Ако напојот е заситена течност (на точка на вриење), тогаш ($L_m = F$).
- б) Ако напојот е ладна течност под точка на вриење, се користи q -линија, $q > 1$:
 ($L_m = q F$).



Слика 3-29. Приказ на колона со осиромашување

а) сликовито

б) графички

1. Течен напој од 400 kmol/h на точка на вриење влегува во колона за испирање на 101.2 kPa притисок со содржина од 70 mol% бензен (A) и 30 mol% толуен (B). Производот од дно е со протокот 60 kmol/h и содржина 10 mol% (A) и остаток. Пресметај ја количината пара (kmol/h), нејзиниот состав и бројот на теоретски подови.

$$F = 400 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]; \quad x_F = 0.70; \quad x_W = 0.10; \quad P = 101.2 \text{ [kPa]};$$

$$W = 60 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]; \quad W\text{- колична на остаток};$$

$$V_D = ?; \quad y_D = ?; \quad N_T = ?$$

Според *сликата 3-29-б*) општ материјален биланс:

$$\text{ОМБ: } F = W + V_D \quad (1)$$

$$(1): 400 = 60 + V_D$$

$$(1): V_D = 340 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

$$\text{КМБ за (А): } Fx_F = Wx_W + V_D y_D \quad (2)$$

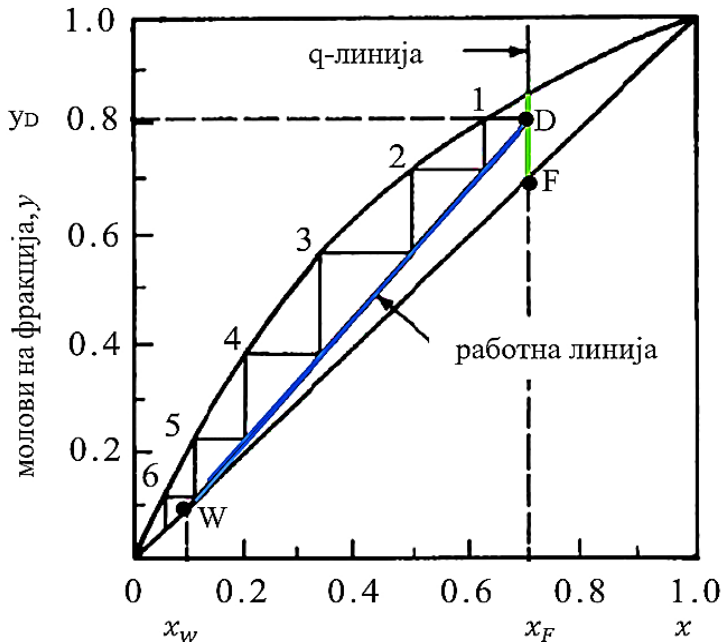
$$(2): 400(0.70) = 60(0.10) + 340y_D$$

$$(2): y_D = 0.806$$

За заситена течност, напојната линија ($q = 1$) е вертикална и минува низ $x_F = 0.70$ (*слика 3-29*), зелена линија. Работната линија на зона на осиромашување (30) минува низ точката (W): $y = x_W = 0.1$ и пресечната точка (D) од $y_D = 0.806 \cap q$ -линија. Алтернативно, може да се искористи наклонот на линијата (30):

$$\frac{L_m}{V_m} + 1 = \frac{F}{V_D} = \frac{400}{340} = 1.176$$

Напојот е само течност што тече спрема долу. Број на потребни подови се 5.3 (4.3 теоретски пода плус ребојлер).



Слика 3-30. Графички приказ на решение на задачата

4. АПСОРПЦИЈА

Пренос на маса е можно само ако има разлика во потенцијалот, односно концентрацијата и трае додека не се воспостави рамнотежа (на потенцијалите или концентрациите). При апсорпција чистата течна фаза (L) се воведува од врвот на апсорпционата колона и излегува од дното на колоната. Гасната фаза (G) богата со компонента што се апсорбира во течната фаза, влегува од дното на колоната а излегува од врвот. Содржината на компонентата што се апсорбира во течната фаза се означува со (X), а во гасната фаза со (Y), претставени како масен однос. Концентрациите може да се дадени и во молски удел, како што следува:

Молски удел:

$$y = \frac{n_A}{n_A + n_B} \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(A + B)} \right] \quad (4-1);$$

$$x = \frac{n_A}{n_A + n_C} \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(A + C)} \right] \quad (4 - 1 - 1)$$

Молски однос:

$$Y = \frac{n_A}{n_B} \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right] \quad (4-2); \quad X = \frac{n_A}{n_C} \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(C)} \right] \quad (4 - 2 - 1)$$

Масен удел:

$$\bar{y} = \frac{m_A}{m_A + m_B} \left[\frac{\text{kg}(A)}{\text{kg}(A + B)} \right] \quad (4-3);$$

$$\bar{x} = \frac{m_A}{m_A + m_C} \left[\frac{\text{kg}(A)}{\text{kg}(A + C)} \right] \quad (4 - 3 - 1)$$

Масен однос:

$$\bar{Y} = \frac{m_A}{m_B} \left[\frac{\text{kg}(A)}{\text{kg}(B)} \right] \quad (4-4);$$

$$\bar{X} = \frac{m_A}{m_C} \left[\frac{\text{kg}(A)}{\text{kg}(C)} \right] \quad (4 - 4 - 1)$$

Трансформацијата од масен (молски) удел во масен (молски) однос и обратно е дадени во *табелата 4-1*.

Табела 4-1. Изрази за трансформација на удел во однос и обратно:

	$f = (y)$	$f = (Y)$	$f = (\bar{y})$	$f = (\bar{Y})$
$y =$		$\frac{Y}{1 + Y}$	$\frac{\frac{\bar{y}}{M_A}}{\frac{\bar{y}}{M_A} + \frac{1 - \bar{y}}{M_B}}$	$\frac{\frac{\bar{Y}}{M_A}}{\frac{\bar{Y}}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$
$Y =$	$\frac{y}{1 - y}$		$\frac{\frac{\bar{y}}{M_A}}{\frac{1 - \bar{y}}{M_B}}$	$\frac{\frac{\bar{Y}}{M_A}}{\frac{1}{M_B}}$
$\bar{y} =$	$\frac{yM_A}{yM_A + (1 - y)M_B}$	$\frac{YM_A}{YM_A + M_B}$		$\frac{\bar{Y}}{1 + \bar{Y}}$
$\bar{Y} =$	$\frac{yM_A}{(1 - y)M_B}$	$\frac{YM_A}{M_B}$	$\frac{\bar{y}}{1 - \bar{y}}$	

Изрази за пресметување на концентрацијата во гасна, односно во течна фаза:

$$C_y = y \frac{p_A}{RT} \quad (4-5); \quad \bar{C}_y = \bar{y} \frac{p_A}{RT} M_A \quad (4 - 5 - 1)$$

$$R = 8.314 \left[\frac{kJ}{kmol K} \right]; \quad \bar{C} - \text{молска, масена концентрација};$$

$$C_x = x \frac{M_L}{\rho_L} \quad (4-6); \quad \bar{C}_x = \bar{x} \rho_L \quad (4 - 6 - 1)$$

Трансформација на количината, фаза во количина инертна компонента:

$$G_{in} = \frac{G}{1 + Y} \quad (4-7); \quad \bar{G}_{in} = \frac{\bar{G}}{1 + \bar{Y}} \quad (4 - 7 - 1)$$

$$L_{in} = \frac{L}{1 + X} \quad (4-8); \quad \bar{L}_{in} = \frac{\bar{L}}{1 + \bar{X}} \quad (4 - 8 - 1)$$

Трансформација на молски во масен проток:

$$\bar{G} = GM_G \quad (4-9); \quad \bar{L} = LM_L \quad (4 - 9 - 1)$$

G и L [$kmol/s$] – молски проток; G - гасна, L -течна фаза;

$G_{in}; L_{in} [kmol/s]$ – молски проток на инертна компонента во G-гасна, L-течна фаза;

$\bar{G}, \bar{L} [kg/s]$ – масен проток на G- гасна, L-течна фаза.

Одредување на молекулски маси:

Преку молски удел:

$$M_G = yM_A + (1 - y)M_B \quad (4-10);$$

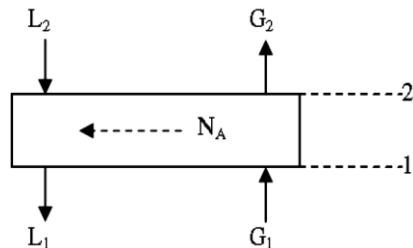
Преку масен удел:

$$M_G = \frac{1}{\frac{\bar{y}}{M_A} + \frac{1 - \bar{y}}{M_B}} \quad (5 - 10 - 1)$$

$$M_L = xM_A + (1 - x)M_C \quad (4-11);$$

$$M_L = \frac{1}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1 - \bar{x}}{M_C}} \quad (5 - 11 - 1)$$

4.1. Изрази за апсорпција и десорпција



Слика 4-1. Приказ на под од апсорпциона колона

Материјален биланс на мобилна компонента:

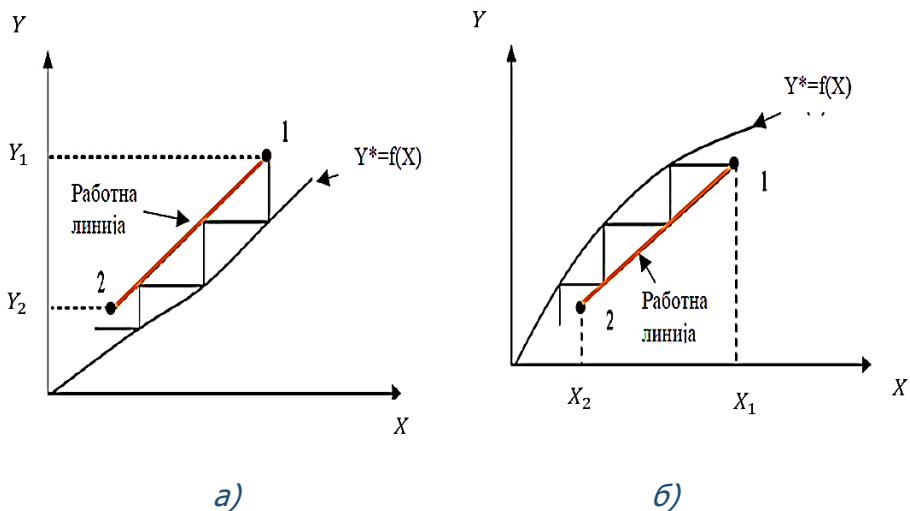
$$N_A = G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (4-12)$$

Равенка на работна линија (1-2) за апсорпција и десорпција:

$$Y - Y_i = \frac{L_{in}}{G_{in}}(X - X_i) \quad (4-13)$$

4.1.1. Графичка постапка за одредување на теоретски број на преносни единици (подови)

1. Се црта рамнотежна крива од дадените рамнотежни податоци: $Y^*=f(X)$.
2. Се црта работна крива, дадена со изразот (4-13).
3. Се конструираат подовите почнувајќи од точката 1: (X_1, Y_1) завршно до точката 2: (X_2, Y_2) .
4. G и L се изразуваат во молски или масени односи (не во удели), поедноставно.

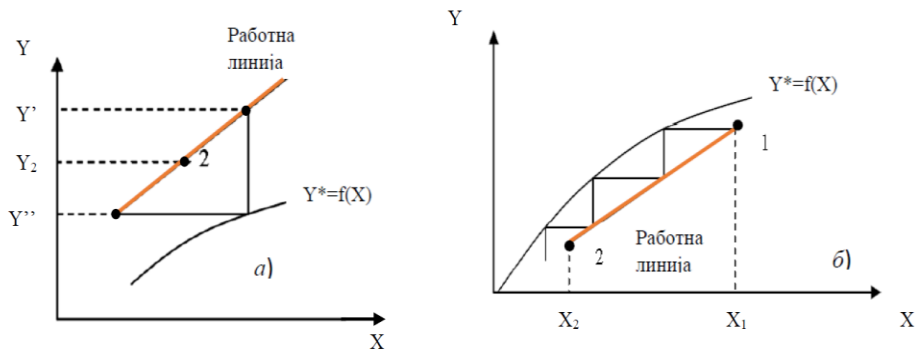


Слика 4-2. Графички приказ на а) Апсорпција и б) Десорпција

За апсорпција: работната линија е секогаш над $Y^*=f(X)$.

За десорпција: работната линија е секогаш под $Y^*=f(X)$.

Ако последниот под не е цел, неговиот децимален дел од подот се определува според *сликата 4-3-а* и *сликата 4-3-б*:



4-3. Графички приказ за одредување на децимален дел кај:
 а) Апсорпција и б) Десорпција

а) Децимален дел = $\frac{Y' - Y_2}{Y' - Y''}$ (апсорпција).

б) Децимален дел = $\frac{X' - X_2}{X' - X''}$ (десорпција).

4.1.2. Постапка за аналитичко одредување на теоретски број преносни единици (подови)

$$N_T = - \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{1}{Y - Y^*} dY \quad (4-14)$$

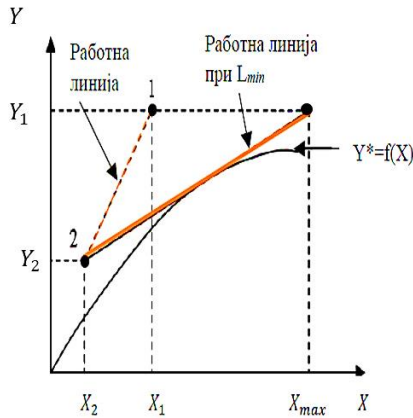
N_T – број теоретски единици на пренос – број на подови.

Пресметка на минимална количина течна фаза (апсорпција) и гасна фаза (десорпција):

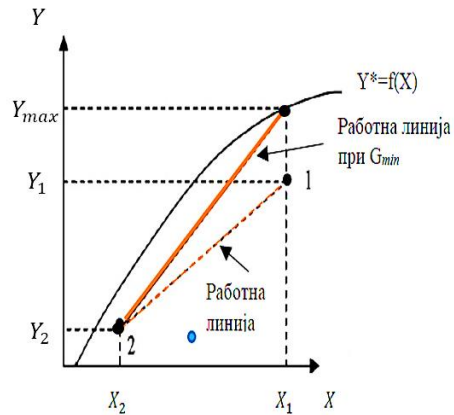
$$L_{in_{min}} = G_{in} \frac{(Y_1 - Y_2)}{(X_{max} - X_2)} = \frac{N_A}{(X_{max} - X_2)} \quad (4-15) \text{ - апсорпција}$$

$$G_{in_{min}} = L_{in} \frac{(X_1 - X_2)}{(Y_{max} - Y_2)} = \frac{N_A}{(Y_{max} - Y_2)} \quad (4-16) \text{ - десорпција}$$

$X_{max}; Y_{max}$ – се одредуваат графички според *сликата 4-4*:



а) Абсорпција - X_{max}



б) Десорпција - Y_{max}

Слика 4-4. Графичко одредување минимална количина течна и гасна фаза

4.1.3. Работна линија за континуиран пренос на маса низ колона со полнежи

$$\frac{dm}{d\tau} = K dA(Y - Y^*) = K dH A_o A_{sp}(Y - Y^*) \quad (4-17)$$

Со интегрирање на изразот (4-17):

$$(4-17): \frac{m}{\tau} = K_Y A \Delta Y_{sr} = K_Y H A_o A_{sp} \int_{Y_i}^{Y_2} \frac{1}{Y - Y^*} dY \quad (4-17-1)$$

Вкупен коефициент на пренос на маса низ гасна фаза:

$$K_y \left[\frac{kg}{m^2 s} \right] = \frac{m_g}{A \Delta Y_{sr} \tau} = \frac{G \rho_G}{A \Delta Y_{sr} \tau} \quad (4-18)$$

Вкупен отпор на пренос на маса низ гасна и течна фаза:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{a}{\beta_x} \quad (4-19); \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{a \beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (4-19-1)$$

$$a = tg\alpha = \frac{L}{G}$$

$K \left[\frac{m}{s} \right]$ – вкупен коефициент на пренос на маса;
 $A_o \left[m^2 \right]$ – напречен пресек на колона;
 $A_{sp} \left[\frac{m^2}{m^3} \right]$ – специфична површина на полнеж;

$H \left[m \right]$ – висина на полнење во колона;
 $Y; Y^* \left[\frac{kg}{kg} \right]$ – состав и рамнотежен состав на гасна фаза.

4.1.4. Висина на полнење во колона

$$H = \frac{G \rho_G}{K_Y A_o A_{sp} \tau} \int_{Y_i}^{Y_2} \frac{1}{Y - Y^*} dY \quad (4-20)$$

$$\frac{G \rho_G}{K_Y A_o A_{sp} \tau} = L[m] \quad (4 - 20 - 1)$$

Висина на единица на пренос на маса:

$$H_{e-T} [m] = \frac{m_G}{K_Y A_o A_{sp} \tau} \quad (4-21)$$

Број единици на пренос на маса:

$$N_T = \int_{Y_i}^{Y_2} \frac{1}{Y - Y^*} dY \quad (4-22)$$

Висина на полнење на колона изразена преку единици на пренос на маса:

$$H = H_{e-T} * N_T [m] \quad (4-23)$$

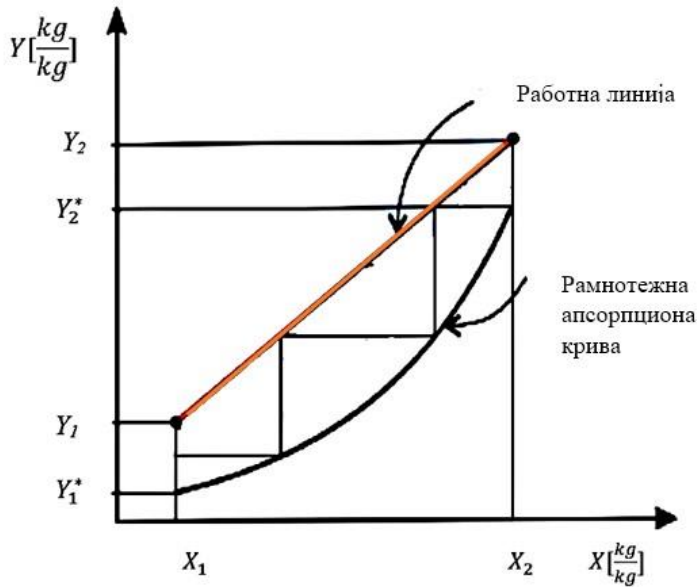
Вистински број единици на пренос на маса:

$$N_{\text{вистинско}} = \frac{N_T}{\eta} \quad (4-24)$$

Теоретски број единици на пренос на маса:

$$N_T = \frac{\Delta Y}{\Delta Y_{sr}} = \frac{Y_2 - Y_1}{\frac{\Delta Y_2 - \Delta Y_1}{\ln \frac{\Delta Y_2}{\Delta Y_1}}} \quad (4-25);$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* \quad ; \quad \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* \quad (4-26)$$



Слика 4-5. Графичко определување на бројот на единици на пренос

1. Противнасочна колона за апсорпција се користи за одвојување на пропан (A) од гасна смеса (A + B). На влезот во колоната гасната смеса содржи 13.2 mol% пропан, а излезниот течен раствор (A + C) содржи 9.42 mol% пропан. Протокот на инертните компоненти се во однос $\frac{L_{in}}{G_{in}} = 1.25 \text{ kmol (B) / kmol (C)}$. Во еден дел на колоната (дел i) гасната фаза има пропан 8.26 mol% и коефициенти на конвективен пренос на маса (β_x) и (β_y) кои се нумерички еднакви. Рамнотежата на системот е дефинирана со изразот: $y^* = 1.075 x$. Определи:

а) За набљудуван пресек од колоната, состав на течна фаза и состав на фазната граница.

б) Број на теоретски единици на пренос на маса со методот на нумеричка интеграција, во случај кога течниот раствор на влез на апсорберот не содржи пропан.

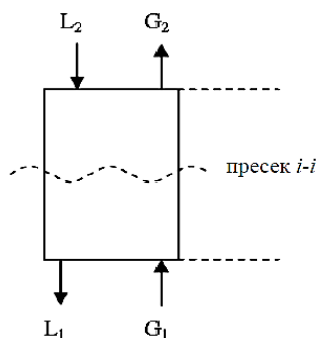
$$y_{1A} = 13.2 \text{ mol\%} = 0.132; \quad x_{1A} = 9.42 \text{ mol\%} = 0.0942;$$

$$\frac{L_{in}}{G_{in}} = 1.25 \left[\frac{\text{kmol (B)}}{\text{kmol (C)}} \right];$$

$$y_i = 8.26 \text{ mol\%} = 0.0826; \quad x_{2A} = 0\% \text{ има чист растворувач};$$

$$y^* = 1.075 x; \quad \beta_x = \beta_y; \quad N_T = ?$$

а) $Y_1 = ?$; $X_1 = ?$; x_g ; $y_g = ?$ б) $N_T = ?$



Слика 4-6. Апсорпциона колона

Претворба на молски удели во молски односи:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.132}{1 - 0.132} = 0.152 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (B)}} \right] \quad (1)$$

$$X_1 = \frac{x_1}{1 - x_1} = \frac{0.0942}{1 - 0.0942} = 0.104 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (C)}} \right] \quad (1 - 1)$$

$$Y_i = \frac{y_i}{1 - y_i} = \frac{0.0826}{1 - 0.0826} = 0.09 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (B)}} \right] \quad (1 - 2)$$

Материјален биланс за произволен пресек на колона ($i-i$), *слика 4-6*:

$$G_1 Y_1 + L_i X_i = G_i Y_i + L_1 X_1 \quad (2)$$

За определување состав на течна фаза и состав на фазна граница, од материјалниот биланс (2) се пишува израз за работната линија на апсорберот преку инертните компоненти. Инертните компоненти се користат за полесна пресметка затоа што не ја менуваат количината по должина на цела колона во текот на апсорпција:

$$(2): G_{in}(Y_1 - Y_i) = L_{in}(X_1 - X_i) \quad (3)$$

$$(3): X_i = X_1 - \frac{Y_1 - Y_{in}}{\frac{L_{in}}{G_{in}}} \quad (3 - 1) \rightarrow X_i = ?$$

Со замена на вредностите и условот ($\beta_x = \beta_y$) во изразот (3 - 1), молскиот однос на компонентата во течна фаза е:

$$(3 - 1): \quad X_i = 0.104 - \frac{0.152 - 0.09}{1.25} = 0.0544 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (C)} \right];$$

Молски удел на компонентата во течна фаза:

$$x_i = \frac{X_i}{1 + X_i} = \frac{0.0544}{1 + 0.0544} = 0.0616 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(A + C)} \right] \quad (4)$$

Израз за работната линија во набљудуван пресек (i-i) од колоната за течност и гас изразена преку молски удел:

$$y - y_i = -\frac{\beta_x}{\beta_y}(x - x_i) \quad (5)$$

Со замена на познатите вредности: $x_i = 0.0516$; $y_i = 0.0826$ во изразот (5) следува:

$$(5): \quad y - 0.0826 = -1(x - 0.0516)$$

$$y = -x + 0.1342 \quad (5 - 1)$$

Рамнотежна линија:

$$y^* = 1.075x \quad (6)$$

Со решавање на системот равенки (5-1) и (6):

$$x_{gr} = 0.0647 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(A + C)} \right]; \quad y_{gr} = 0.0695 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(A + B)} \right].$$

$$б) \quad N_T = - \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{1}{Y - Y^*} dY \quad (7) \rightarrow Y_2 = ? \quad Y = ?; \quad Y^* = ?$$

Со метод на нумеричка интеграција треба да се добие решение на изразот (7). За таа цел потребни се границите (Y_1 ; Y_2) на интегралот од изразот (7) и изразите за Y и Y^* .

$$Y_1 = 0.152 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right]; \quad Y_2 = ?$$

$$x_{2A} = 0 = X_2 - \text{чист растворувач}$$

Материјален биланс на колона за пресек 1-2, *слика 4-6*:

влез = излез

$$G_1 Y_1 + L_2 X_2 = G_2 Y_2 + L_1 X_1 \quad (8)$$

Изразено преку инертните компоненти, изразот (8) е:

$$(8): G_{in}Y_1 + L_{in}X_2 = G_{in}Y_2 + L_{in}X_1 \quad (9)$$

$$(9): G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (9 - 1)$$

$$(9 - 1): Y_2 = Y_1 - \frac{L_{in}}{G_{in}}(X_1 - X_2) = 0.152 - 1.25(0.104 - 0)$$

$$Y_2 = 0.022 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right]$$

Изрази за (Y и Y^*) се добиваат од работната и рамнотежната линија.

Со користење на изразот за работна линија (9-1) за пресек 1-2, но напишан за работна линија за произволен пресек (кој не е означен со број), а влезот во колоната е ист како кај изразот (1), односно:

$$(9 - 1): Y - Y_2 = \frac{L_{in}}{G_{in}}(X - X_2) \quad (10)$$

$$(10): Y - 0.022 = 1.25(X - 0)$$

$$Y = 1.25X + 0.022 \quad (10 - 1)$$

Рамнотежна линија:

$$y^* = 1.075x \quad (11)$$

Со трансформација на молски удел во молски однос во изразот (11):

$$(11): \frac{Y^*}{1 + Y^*} = 1.075 \frac{X}{1 + X} \quad (11 - 1)$$

$$(11 - 1): Y^* = \frac{1.075X}{1 - 0.075X} \quad (11 - 2)$$

Со користење трапезно правило (или кое било друго правило за пресметка) се задаваат вредности за X од (X_1 до X_2), односно за Y од (Y_1 до Y_2) и со замена во изразот (11-2) се формира [табелата 4-2](#):

Табела 4-2. Нумеричко решение на интеграл

	0	1	2	3	4
X	0	0.026	0.052	0.078	0.104
Y	0.022	0.053	0.085	0.116	0.152
(11 - 2): Y^*	0.000	0.027	0.054	0.081	0.113
$f(x) = \frac{1}{Y - Y^*}$	203.6	56.76	32.22	22.18	15.72

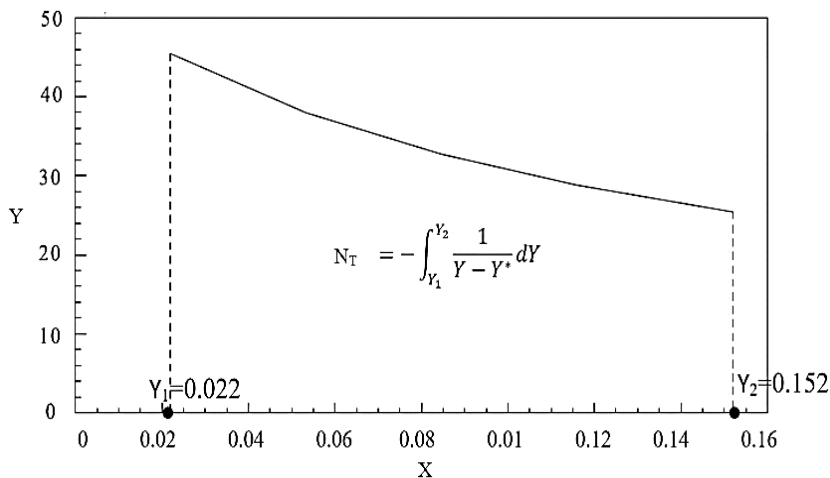
Други често користени правила за пресметка се графичката интеграција со метод на најмали квадрати и нумеричката интеграција со правилото на Симпсон. Според трапезното правило (како што е претходно објаснето кај диференцијална дестилација) пресметаните број теоретски единици на пренос се:

$$N_T = \left(\frac{Y_4 - Y_0}{4} \right) \left(\frac{f(Y_4) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + f(Y_3) \right) \quad (12)$$

Вредностите на $(Y_4$ и $Y_0)$ се дадени во црните полиња во *табелата 4-2*, а за вредностите $f(Y_{i=1,2,3,4})$ се земаат од сивите полиња од *табелата 4-2*.

$$(12): N_T = \left(\frac{0.152 - 0.022}{4} \right) \left(\frac{45.455 - 25.43}{2} + 37.987 + 32.736 + 28.844 \right)$$

$$N_T = 4.39$$



Слика 4-7. Приказ на графичко решение на интеграл

2. Во двонасочен апсорбер се изведува апсорпција на компонента (A) од смеса на гас составена од (A + B), со чиста вода (C). Протокот на смесата гас на влез од апсорберот е 11.5 kmol (A + B)/h и има состав $Y_1 = 0.15$ kmol(A)/kmol(B). Степенот на апсорпција на компонентата (A) е 90 mol%. Рамнотежата во системот е дефинирана според изразот: $Y^* = 5X$.

Одреди:

а) Минимален потребен проток вода на влез во колона, [kg(C)/час].

б) Број единици на пренос на маса, ако протокот на вода е за 60 mol% поголем од минималниот.

Y [kmol(A)/kmol(B)] и X [kmol(A)/kmol(C)].

$$G_1 = 11.5 \left[\frac{\text{kmol}(A + B)}{h} \right]; \quad s_A = 90 \text{ mol\%}; \quad Y^* = 5X;$$

$$Y_1 = 0.15 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right]; \quad Y \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right]; \quad X \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(C)} \right];$$

a) $L_{min} = ?$; б) $N_T = ?$; $L = 1.6 L_{min}$

Степен на апсорпција за дадена компонента:

$$s_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} \quad (1)$$

$$(1): 0.9 = \frac{0.15 - Y_2}{0.15} \quad (1 - 1)$$

$$(1 - 1): Y_2 = 0.15 - 0.9 * 0.15 = 0.015 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right]$$

На влез има чиста вода како течна фаза за апсорпција:

$$X_2 = 0 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(C)} \right] \quad (2)$$

$$(L_{in_{min}} = ?)$$

Општ материјален биланс на колоната:

$$G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in_{min}}(X_{max} - X_2) \quad (3)$$

$$(3): L_{in_{min}} = G_{in} \frac{Y_1 - Y_2}{X_{max} - X_2} = \frac{N_A}{X_{max} - X_2} \quad (3 - 1); \rightarrow G_{in} = ?; X_{max} = ?$$

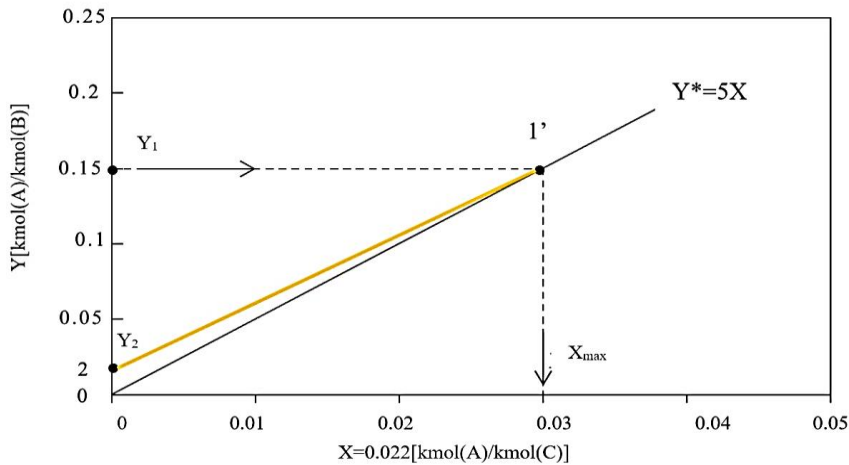
Израз за рамнотежната линија:

$$Y^* = 5X \quad (4) - (\text{равенка на права}):$$

$$(4): X_{max} = \frac{Y_1}{5} = \frac{0.15}{5} = 0.03 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(C)} \right]$$

или графички според *сликата 4-8*:

1. Се црта рамнотежна линија: $Y^*=5X$.
2. Се определува позицијата на точката (1'), *слика 4-8*.
3. Се црта работна (портокалова) линија за (L_{min}) што минува низ определената точка (1'): ($X_{max}=0.03$; $Y_1=0.15$) и точката (2): ($X_2=0$; $Y_2=0.015$).



Слика 4-8. Графичко определување на X_{max}

$G_{in} = ?$:

$$G_{in} = \frac{G_1}{1 + Y_1} = \frac{11.5}{1 + 0.15} = 10 \left[\frac{kmol}{h} \right] \quad (5)$$

Добиените вредности (G_{in} и X_{max}) од изразите (4) и (5) се заменуваат во изразот (3):

$$(3): \quad L_{inmin} = 10 \frac{0.15 - 0.015}{0.03 - 0} = 45 \left[\frac{kmol (C)}{h} \right]$$

Изрзено како масен проток:

$$\bar{L}_{inmin} = M_C L_{inmin} = 18 * 4 = 810 \left[\frac{kg (C)}{h} \right];$$

$$M_C = M_{H_2O} = 18 \left[\frac{kg}{kmol} \right] - \text{услов}$$

$$б) \quad N_T = ?; \quad L = 1.6 L_{min}$$

Од изразот за минимална количина течна фаза, од материјалниот биланс (3), непозната е излезната апсорбирана количина гас во вода ($X_1=?$):

$$(3): L_{in_{min}} (X_{max} - X_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (6) \rightarrow X_1 = ?; X_2 = 0 \text{ (услов)}$$

$$(6): L_{in_{min}} X_{max} = L_{in} X_1 \quad (6 - 1)$$

$$(6 - 1): X_1 = \frac{L_{in_{min}}}{L_{in}} X_{max}$$

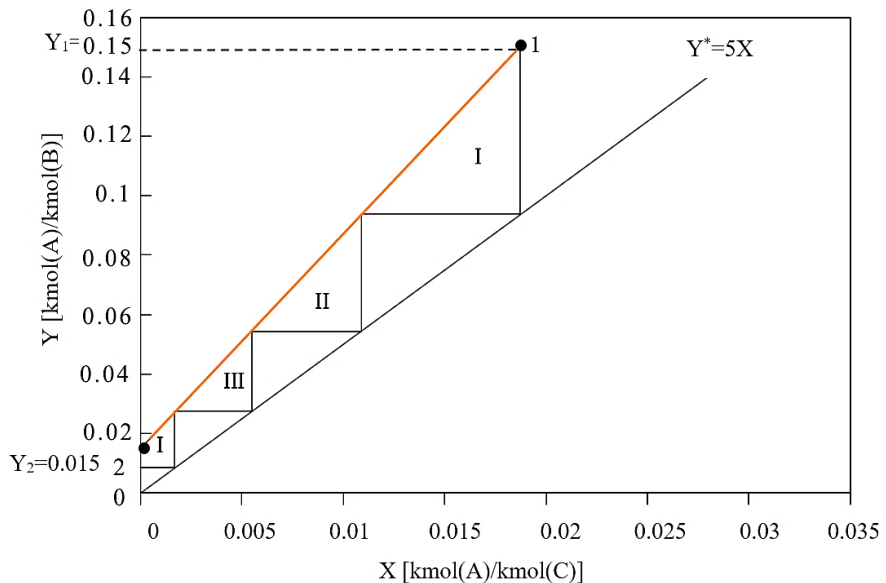
Од условот на задачата:

$$L_{in} = 1.6 L_{in_{min}} = 1.6 * 45 = 72 \left[\frac{\text{kmol} (C)}{h} \right]$$

$$(6 - 1): X_1 = \frac{45}{72} 0.03 = 0.01875 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (C)} \right] \quad (6 - 2)$$

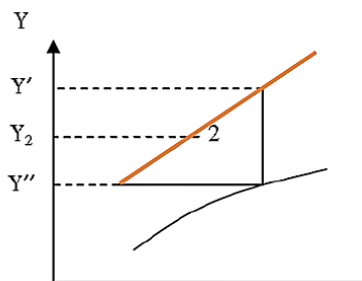
Бројот на подови се определува графички, *слика 4-9*:

1. Се црта рамнотежна линија: $Y^*=5X$.
2. Се црта работна линија низ точките (1): ($X_1=0.01875$; $Y_1=0.15$) и (2): ($X_2=0$; $Y_2=0.015$) (портакалова линија).



Слика 4-9. Графичко определување број на подови

Бројот на подови се определува слично како во ректификационата колона. За апсорпциона колона броењето подови почнува од точката (1), со спуштање на вертикална линија до пресек со рамнотежната права ($Y^*=5X$), а потоа хоризонтално до пресекот со работната портокалова линија. Постапката се повторува се до точката (2). Децимален дел од подот се наоѓа според *сликата 4-10*.



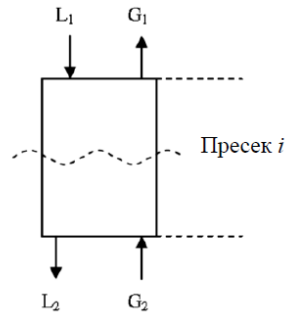
Слика 4-10. Определување децимален дел на под

Децимален дел = $\frac{Y' - Y_2}{Y' - Y''}$ (апсорпција),

Бројот на преносни единици-подови е $N_T = 3.6$

3. Во противнасочна колона со полнежи, од течна смеса (A + B) се десорбира компонента (A) со чист гас (C). Излезната концентрација на компонентата (A) во течноста е 0.5 mol%. Моларниот однос на инертни компоненти е: $\frac{L_{in}}{G_{in}} = 4 \left[\frac{\text{kmol (C)}}{\text{kmol (B)}} \right]$, а рамнотежата е дефинирана со изразот $y^* = 5x$, каде што (x и y) се моларни фракции на компонентата (A) во течна фаза (x) и гасна фаза (y). Одреди:

- Состав на гасна фаза на фазната граница во дел од колоната со $y_i = 2 \text{ mol\%}$. Коефициент на пренос на маса $K_y = 2.65 \cdot 10^{-3} \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{m}^2 \text{s} \Delta y} \right]$, а 70% од вкупната отпорност на пренос на маса е во гасна фаза.
- Теоретскиот број единици на пренос на маса (со метод на нумеричка интеграција) за истата колона ако работи со трипати повисок проток на гас од минималниот и степен на десорпција 0.95.



Слика 4-11. Колона за апсорпција

$$x_2 = 0.5 \text{ mol\%}; \quad y^* = 5x; \quad y_2 = Y_2 - \text{чист гас} = 0;$$

$$\frac{L_{in}}{G_{in}} = 4 \left[\frac{\text{kmol (C)}}{\text{kmol (B)}} \right];$$

$$a) \quad y_i = 2 \text{ [mol\%]} = 0.02; \quad K_y = 2.65 * 10^{-3} \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{m}^2 \text{s} \Delta y} \right];$$

$$x_g = ?; \quad y_g = ?;$$

$$б) \quad s_d = 0.95; \quad G = 3G_{min}; \quad N_T = ?; \quad \frac{\frac{1}{\beta_y}}{\frac{1}{K_y}} = 0.7$$

Определувањето на граничните концентрации ($x_g = ?; y_g = ?$) е од изразот за брзина на пренос на маса низ слој:

$$N_A = \beta_y (y_g - y_i) \quad (1) \quad \rightarrow \quad y_g = ?; \quad N_A = ?$$

Според условот на задачата:

$$\frac{\frac{1}{\beta_y}}{\frac{1}{K_y}} = 0.7 \quad (2)$$

$$(2): \quad \beta_y = \frac{K_y}{0.7} = \frac{2.65 * 10^{-4}}{0.7} = 3.79 * 10^{-3} \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{m}^2 \text{s} \Delta y} \right]$$

$N_A = ?$ – брзина на пренос изразена преку вкупен коефициент на пренос низ гасна фаза:

$$N_A = K_y (y^* - y_i) \quad (3) \quad \rightarrow \quad y^* = ?$$

Од податоци за рамнотежна линија (услов):

$$y^* = 5x_i \quad (4) \quad \rightarrow \quad x_i = ?$$

Материјален биланс на апсорбер за произволен пресек (2-):

$$G_{in}(Y_i - Y_2) = L_{in}(X_i - X_2) \quad (5)$$

$$(5): X_i = X_2 + \frac{(Y_i - Y_2)}{\frac{L_{in}}{G_{in}}} \quad (5-1) \quad \rightarrow \quad X_i = ?, Y_i = ?, X_2 = ?$$

Молските удели се претвараат во молски однос:

$$X_2 = \frac{x_2}{1 - x_2} = \frac{0.005}{1 - 0.005} = 0.005 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(C)} \right]; \quad (6)$$

$$Y_i = \frac{y_i}{1 - y_i} = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.02 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right]; \quad (6-1)$$

$$Y_2 = 0 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(B)} \right] \quad (6-2)$$

Вредностите од изразот (6) се заменуваат во изразот (5-1):

$$(5-1): X_i = X_2 + \frac{(Y_i - Y_2)}{\frac{L_{in}}{G_{in}}} = 0.005 + \frac{0.02 - 0}{4} = 0.01 \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{kmol}(C)} \right]$$

Изразено преку молски удел, концентрацијата во течност е:

$$x_i = \frac{X_i}{1 + X_i} = \frac{0.01}{1 + 0.01} = 0.01 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + C)} \right] \quad (7)$$

Вредноста за (x_i) се заменува во изразот (3).

$$(7) \rightarrow (3): y^* = 5x_i = 5 * 0.01 = 0.05 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + B)} \right]$$

Брзина на пренос според изразот (2):

$$(2): N_A = K_y (y^* - y_i) = 2.65 * 10^{-3} (0.05 - 0.02)$$

$$N_A = 7.95 * 10^{-5} \left[\frac{\text{kmol}(A)}{\text{m}^2\text{s} \Delta y} \right]$$

Барана гранична концентрација:

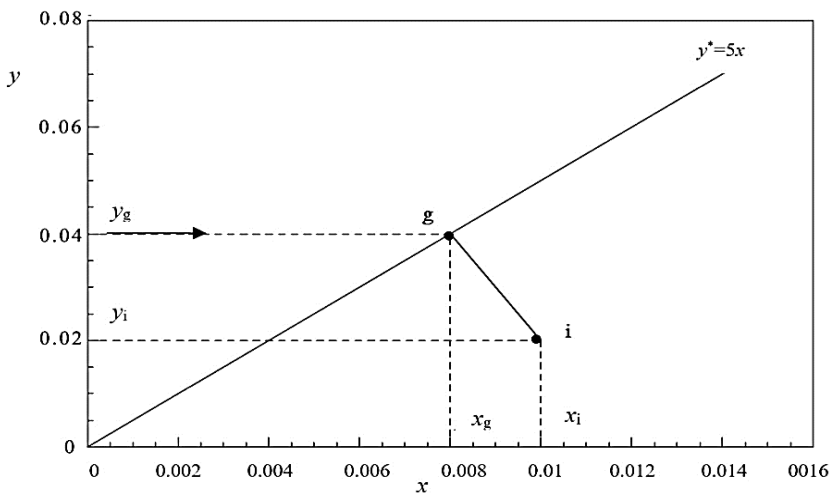
$$(1): N_A = \beta_y (y_g - y_i) \rightarrow y_g = y_i + \frac{N_A}{\beta_y} (1 - 1)$$

$$(1 - 1): y_g = 0.02 + \frac{7.95 * 10^{-5}}{3.79 * 10^{-3}} = 0.04 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(A + B)} \right]$$

Од рамнотежната линија се определува:

$$x_g = \frac{y_g}{5} = 0.04 = 0.008 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(A + C)} \right]$$

Графичко толкување на решението под а):



Слика 4-12. Графички приказ на решението под а)

$$б) s_d = 0.95; \quad G = 3G_{min}; \quad N_T = ?$$

$$s_d = \frac{X_1 - X_2}{X_1} \quad (8)$$

$$(8): X_1 = \frac{X_2}{1 - s_d} = \frac{0.005}{1 - 0.95} = 0.1 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (C)} \right] \quad (8 - 1)$$

$$N_T = - \int_{X_1}^{X_2} \frac{1}{X - X^*} dX \quad (9); \quad \rightarrow X = ?; \quad X^* = ?$$

Непознатите се наоѓаат од работната и рамнотежната линија. Бидејќи има минимална количина гас, материјалниот биланс за минимална количина гас е:

$$G_{in}(Y_1 - Y_2) = G_{in_{min}}(Y_{max} - Y_2) \quad (10); \quad \text{услов: } G_{in} = 3G_{in_{min}}$$

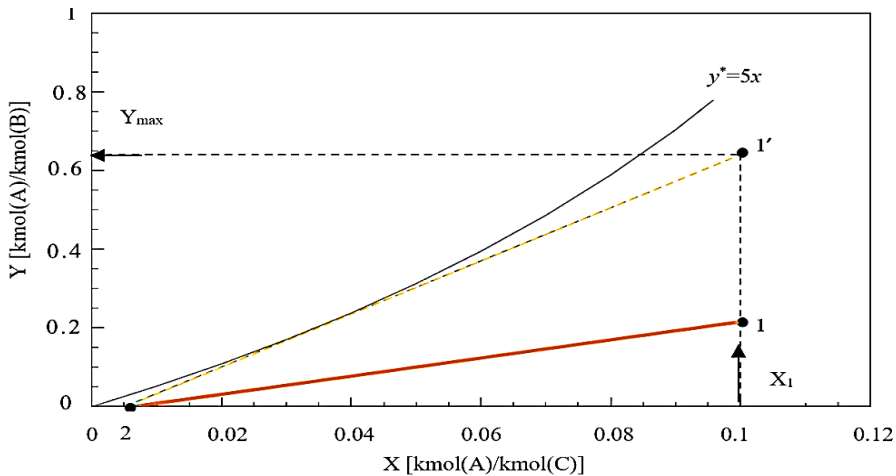
$$(10): 3G_{in_{min}}(Y_1 - Y_2) = G_{in_{min}}(Y_{max} - Y_2) \quad (10 - 1)$$

$$(10 - 1): 3(Y_1 - Y_2) = (Y_{max} - Y_2); \quad Y_2 = 0 \text{ (услов)}$$

$$3Y_1 = Y_{max} \quad (10 - 2); \quad \rightarrow Y_{max} = ?$$

За определување на ($Y_{max} = ?$) се црта рамнотежната линија и се повлекува нејзина тангента (права-1'-жолта) која е работна линија кога колоната работи со минимална количина гас. Правата низ точката (1') има наклон $(L/G)_{min}$ и минува низ точката (2): ($X_2=0.005$, $Y_2=0$).

Од $X_1=0.1$, се повлекува права, до пресекот со работната испрекината жолта линија низ точката (1'), а потоа се продолжува до пресекот со Y-оската од каде што се отчитува (Y_{max}) *слика 4-13*. Отчитаната вредност се заменува во изразот (10-2) од материјалниот биланс за минимална количина гас.



Слика 4-13. Графичка определба на Y_{max}

Отчитано од графиконот: $Y_{max} = 0.64 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (C)}} \right]$.

$$(10 - 2): 3Y_1 = 0.64$$

$$Y_1 = 0.213 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (B)}} \right]$$

За определување на бројот на подови во колоната, произволно се задаваат вредности за (Y) меѓу ($Y_2=0$ до $Y_1=0.213$) во рамномерни интервали, и вредности за (X) меѓу ($X_2=0.005$ до $X_1=0.1$). Зададените

вредности се заменуваат во изразот за рамнотежна линија (11) запишан преку молски односи:

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = 5 \frac{X}{1 + X} \quad (11)$$

$$(11): X^* = \frac{5Y}{1 - 5Y} \quad (11 - 1); \rightarrow X^* = ?$$

Вредноста (X^*) се пресметува кога секоја вредност за (Y) ќе се замени во изразот (11-1). Се решава интегралот нумерички како што следува:

Табела 4-3. Решение со нумеричка интеграција

	0	1	2	3	4
Y	0	0.05	0.1	0.15	0.213
X	0.005	0.0270	0.05	0.072	0.1
$X^* (11 - 1)$	0	0.01	0.019	0.027	0.036
$f(x) = \frac{1}{X - X^*}$	203.6	56.76	32.22	22.18	15.72

$$N_T = \left(\frac{Y_4 - Y_0}{4} \right) \left(\frac{f(Y_4) + f(Y_0)}{2} + f(Y_1) + f(Y_2) + f(Y_3) \right) \quad (12)$$

Вредностите се: за Y_4 и Y_0 – црните полиња, а за вредностите $f(Y_{i=1,2,3,4})$ –сивите полиња од *табелата 4-3*.

$$N_T = \left(\frac{0.1 - 0.005}{4} \right) \left(\frac{15.72 + 203.6}{2} + 56.76 + 32.22 + 22.18 \right) = 5.2$$

4. Податоците за рамнотежна противнасочна апсорпција на гас се дадени табеларно.

Табела 4-4. Рамнотежни податоци

$X \left[\frac{kg}{kg} \right]$	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05	0.06
$Y^* \left[\frac{kg}{kg} \right]$	0.005	0.010	0.015	0.020	0.028	0.037

Дадени се координати на работната линија:

$$X_1 = 0.01 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]; \quad Y_1 = 0.008 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right];$$

$$X_2 = 0.06 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]; \quad Y_2 = 0.055 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right].$$

Опреди го бројот на единиците за пренос на маса со аналитички метод. Да се пресметаат основните димензии на апсорберот ако влегува $8000 \text{ m}^3/\text{h}$ гасна смеса на воздух и амонијак. Содржината на амонијак во воздухот на влез од апсорберот е $0.0181 \left[\frac{kg}{kg} \right]$, а на излез $0.00176 \left[\frac{kg}{kg} \right]$. Густината на воздухот е $1.2 \text{ kg}/\text{m}^3$ а на амонијакот $0.8 \text{ kg}/\text{m}^3$.

Работна линија:

$$X_1 = 0.01 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]; \quad Y_1 = 0.008 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right];$$

$$X_2 = 0.06 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]; \quad Y_2 = 0.055 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right];$$

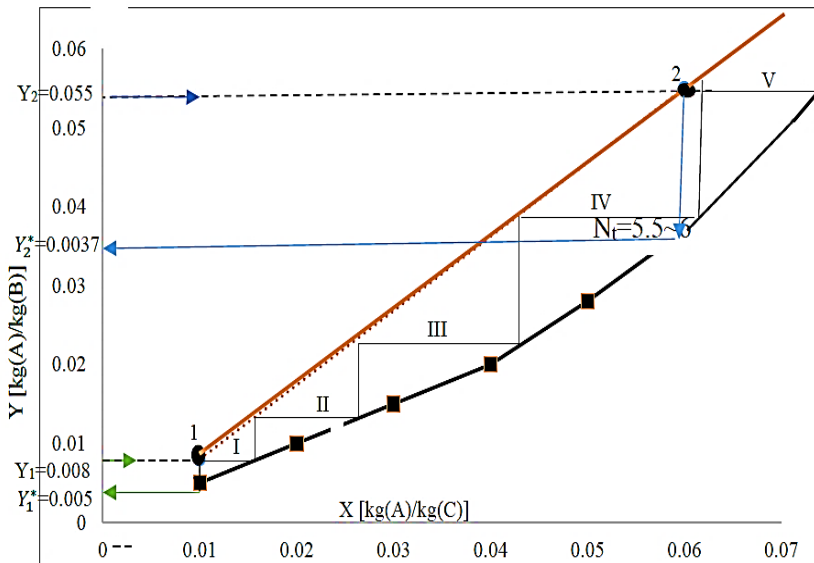
$$V = V_{\text{воздух}} = 8000 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right];$$

$$\rho_{\text{воздух}} = 1.2 \left[\frac{kg}{\text{m}^3} \right]; \quad \rho_{\text{амонијак}} = 0.8 \left[\frac{kg}{\text{m}^3} \right];$$

$$Y_2 = 0.0181 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]; \quad Y_1 = 0.00176 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right];$$

A = ?; H = ?

Од рамнотежните податоци во *табелата 4-4* се црта рамнотежна крива, а потоа се црта работната (портокалова) линија, *слика 4-14*, што минува низ точките (1): ($X_1=0.01$; $Y_1=0.008$) и (2): ($X_2=0.06$; $Y_2=0.055$).



Слика 4-14. Приказ на бројот на подови

Графички, број на подови се определува според *сликата 4-14*, како што е покажано. Аналитички бројот на подови се определува според изразот:

$$N_T = \frac{\Delta Y}{\Delta Y_{sr}} = \frac{Y_2 - Y_1}{\frac{\Delta Y_2 - \Delta Y_1}{\ln \frac{\Delta Y_2}{\Delta Y_1}}} \quad (1)$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* ; \quad \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* \quad (2); \quad \rightarrow \quad Y_2^*, Y_1^* = ?$$

Бараните вредности се отчитуваат од графикон, *слика 4-14*, од дадените вредности за (Y), услов на задача ($Y_1 = 0.008, Y_2 = 0.055$). Од овие вредности се повлекуваат правите до пресек со работната (портокалова) линија, а потоа се повлекува права до пресек со рамнотежната линија, односно правата продолжува до y - оската која се отчитуваат бараните (Y_2^*, Y_1^*). Отчитани вредности од графикон, *слика 4-14* се:

$$Y_2^* = 0.037 \text{ и } Y_1^* = 0.005$$

Со замена во изразот (2):

$$(2): \Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.055 - 0.037 = 0.018 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (B)}} \right]$$

$$(2): \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.008 - 0.005 = 0.003 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]$$

$$(2) \rightarrow (1): N_T = \frac{0.055 - 0.008}{\frac{0.018 - 0.003}{\ln \frac{0.018}{0.003}}} = 5.6 \sim 6$$

$$б) V = 8000 \left[\frac{m^3}{h} \right]; \quad Y_2 = 0.0181 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]; \quad Y_1 = 0.00176 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right];$$

$$\rho_{\text{воздух}} = 1.2 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad \rho_{\text{амонијак}} = 0.8 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad A = ?; H = ?$$

Површината ($A=?$) се определува од изразот за брзина на апсорпција според вкупен коефициент за пренос на маса:

$$N_A = \frac{m}{\tau} = K_X A \Delta X_{Sr} = K_Y A \Delta Y_{Sr} \quad (3) \quad \rightarrow \quad m = ?$$

Маса на воздух:

$$m_{\text{воздух}} = \rho_{\text{воздух}} \omega V \quad (4)$$

$\omega\%$ – воздух во гасна смеса;

$\% NH_3$ – во почетна воздушна смеса што влегува во апсорбер:

$$\% NH_3(y_2) = \frac{Y_2}{1 + Y_2} = \frac{0.0181}{1.0181} 100 = 1.78\% \quad (5)$$

$$\omega\% = 100.0 - 1.78 = 98.2\% \quad (6)$$

$$(5), (6) \rightarrow (4): m_{\text{воздух}} = 1.2 * 800 * 0.982 = 9247 \left[\frac{kg}{h} \right]_{\text{воздух}}$$

Маса на амонијак:

$$m_{NH_3} = m_{\text{воздух}} \Delta Y = 9247 * (Y_2 - Y_1)$$

$$m_{NH_3} = 9247 (0.0181 - 0.00176) = 154 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (7)$$

Вкупна површина на контакт во апсорберот е:

$$(3): A = \frac{\left(\frac{m}{\rho} \right)_{NH_3}}{K_Y \Delta Y_{Sr} \tau} = \frac{154}{0.00177 * 0.00256 * 3600} = 11800 [m^2]$$

За пресметки се користат дадените податоци за амонијак, тој се апсорбира и сите параметри за апсорпција се однесуваат на него.

Висина на колона:

$$H = H_{e-T} * N_T = \frac{m_G}{K_Y A_o A_{sp}} \int_{Y_i}^{Y_2} \frac{1}{Y - Y^*} dY \quad (8)$$

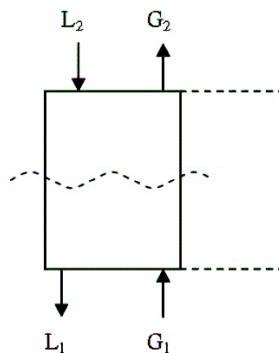
$$(8): H = \frac{m_G}{K_Y A_o A_{sp}} \frac{\Delta Y}{Y_{sr}} = \frac{9429}{0.00177 * A_o * 90} * N_T = \frac{2.18}{0.159 A_o} 6$$

$$H = \frac{82.3}{A_o} [m] \quad (8)$$

$H_{e-T} [m]$ – висина на една преносна единица;

Висината на полнење на апсорберот зависи од површината на напречениот пресек на апсорберот. Ако (пример $A_o = 3 \text{ m}$), тогаш: $H = 27.4 \text{ m}$.

5. Да се определи општиот коефициент на пренос на маса за апсорпција на пара на метилалкохол во гасна смеса со чиста вода, на атмосферски услови и температура од $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Содржината метилалкохол на влезот во колоната е $2.19 * 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ инертен гас, а количеството инертен гас е $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ (пресметани за работните услови на колоната). Во колоната се апсорбира 85% од вкупната количина алкохол. На излез од колоната концентрацијата на пари метилалкохол во вода е 57% од максимално можната, т.е. од рамнотежната концентрација на влезен гас. Рамнотежните услови се дадени како: $Y^* = 1.15X$. Површината на размена на маса е 450 m^2 .



Слика 4-15. Апсорбер

$$Y_1 = 2.19 \cdot 10^{-3} \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 G_{in}} \right]; \quad X_1 = 0.57 X_{max} = 0.57 X^*;$$

$$G_{in} = 1500 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]; \quad s_A = 85\%; \quad A = 450 [\text{m}^2];$$

$$T = 30 [^\circ\text{C}]; \quad P = 101\,325 [\text{Pa}]; \quad Y^* = 1.15 X;$$

$$K_X = ?$$

Брзина на пренос (разменета маса):

$$n_A = K_Y A \Delta Y_{sr} = K_X A \Delta X_{sr} = K_Y A \Delta Y_{sr} \quad (1); \quad \rightarrow n_A = ?; \quad \Delta Y_{sr} = ?$$

Брзина на пренос според биланс на колоната:

$$n_A = G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (2) \quad \rightarrow Y_2 = ?$$

Конверзија на единиците на почетна концентрација:

$$Y_1 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 G_{in}} \right] \rightarrow Y_1 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kmol}} \right]$$

Корекција на моларен волумен $V_m = 22.4 [\text{m}^3]$ за температура $T = 273 [\text{K}]$. Во условот работната температура е 30°C , а бараниот волумен на инертен гас на оваа температура е:

$$T = 30 + 273 = 303 [\text{K}]$$

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \quad (3); \quad P_1 = P_2 \text{ (услов)}$$

$$(3): \frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \quad (3 - 1)$$

$$(3 - 1): \frac{22.4}{273} = \frac{V_2}{303}$$

$$(3 - 1): V_2 = 24.58 [\text{m}^3]$$

Количината инертен гас во условот е со единици $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$. Бараните единици се добиваат со делење со волуменот $V_2 = 24.58 [\text{m}^3]$:

$$G_{in} = \frac{1500}{24.58} = 61.02 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right];$$

$$Y_1 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 G_{in}} \right] = 2.19 \cdot 10^{-3} \cdot 24.58 = 0.05 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (B)}} \right].$$

Од степенот на апсорпција (s_A) се добива (Y_2):

$$s_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} \quad (4)$$

$$(4): 0.85 = \frac{0.05 - Y_2}{0.05}$$

$$Y_2 = 0.0086 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (G)}} \right] = 0.0086 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (B)}} \right]$$

Од изразот (2) се пресметува брзината на апсорпција:

$$(2): n_A = G_{in}(Y_1 - Y_2) = 61.02(0.05 - 0.0086) = 2.53 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]$$

$$\Delta Y_{sr} = \frac{\Delta Y_2 - \Delta Y_1}{\ln \frac{\Delta Y_2}{\Delta Y_1}} = ? \quad (5);$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = ? \quad (6);$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = ? \quad (6 - 1) \rightarrow Y_1^* = ?; Y_2^* = ?.$$

Од условот за рамнотежа ($Y^* = 1.15 X$) се наоѓаат бараните концентрации:

$$Y_1^* = 1.15 X_1 \quad (7); \quad X_1 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (C)}} \right] - \text{крајна концентрација};$$

A - метанол; B - инертен гас; C – вода.

Услов на задачата:

$$X_1 = 0.57 X_{max} = 0.57 X_1^* \quad (8)$$

Рамнотежната линија е права, а работна линија при минимална количина течна фаза (апсорпција) се пресметува за ($X_{max} = X^*$):

$$(7): X_1^* = \frac{Y_1}{1.15} = \frac{0.05}{1.15} = 0.04 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (C)}} \right] = X_{max}$$

$$(8): X_1 = 0.57 X_1^* = 0.57 \cdot 0.04 = 0.023 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (C)}} \right]$$

$$(7): Y_1^* = 1.15 X_1 = 1.15 * 0.023 = 0.013 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right]$$

Постапката се повторува за $Y_2^* = ?$.

На почеток, апсорпцијата е со чиста вода ($X_2 = 0$).

$$(7): Y_2^* = 1.15 X_2 = 1.15 * 0 = 0 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right]$$

Се определуваат:

$$(4): \Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.0086 - 0 = 0.0086 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right]$$

$$(4 - 1): \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.05 - 0.013 = 0.049 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right]$$

$$(3): \Delta Y_{sr} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.049 - 0.0086}{\ln \frac{0.049}{0.0086}} = 0.015$$

$$(1): n_A = K_Y A \Delta Y_{sr} \rightarrow K_Y = \frac{n_A}{A \Delta Y_{sr}} = \frac{2.53}{450 * 0.015}$$

$$K_Y = 0.42 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h m}^2 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right]} \right]$$

6. Смеса на воздух и пара од органско соединение (A) содржи 5% (масени) компонента (A). Теоретски, за време на миеење со вода, од апсорберот се извлекуваат сите пареи на органското соединение (A) од воздухот. Водата за перење на влезот во апсорберот има 0.1mas% компонента (A). Ако 2000 m³/h гасна смеса со пареи од органското соединение троши двојно поголема количина вода за перење, колкава содржина на компонентата (A) има во излезната вода од апсорберот? Густината на воздушна смеса е 1.29 kg/m³.

$$\bar{y}_1 = 5[\text{wt}\%] = 0.05; \quad \bar{y}_2 = 0[\text{wt}\%] = 0; \quad \bar{x}_2 = 0.1[\% \text{wt}] = 0.001;$$

$$G = 2000 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]; \quad L = 2G; \quad \rho = 1.29 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right];$$

$$\bar{x}_1 = ?$$

Се претвораат масените удели во масени односи:

$$\bar{Y} = \frac{\bar{y}}{1 - \bar{y}} \quad (1); \quad \bar{X} = \frac{\bar{X}}{1 - \bar{X}} \quad (1 - 1)$$

$$(1): \bar{Y}_1 = \frac{\bar{y}_1}{1 - \bar{y}_1} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = \frac{0.03}{0.95} = 0.053 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right];$$

$$(1): \bar{Y}_2 = \bar{y}_2 = 0$$

$$(1 - 1): \bar{X}_2 = \frac{\bar{x}_2}{1 - \bar{x}_2} = \frac{0.001}{1 - 0.001} = \frac{0.001}{0.999} = 0.001 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]$$

$$(1 - 1): \bar{X}_1 = ?;$$

Од рамнотежениот биланс на колоната, се определува бараната концентрација:

$$\bar{G}(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) = \bar{L}'(\bar{X}_1 - \bar{X}_2) \quad (2); \quad \rightarrow \bar{G} = ?; \quad \bar{L} = ?$$

Количината гасна смеса е во $\left[\frac{m^3}{h} \right]$, а за пресметките треба да е во $\left[\frac{kg}{h} \right]$:

$$\bar{G} = G\rho = 2000 * 1.29 = 2580 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (3)$$

Количина течност во апсорберот, услов:

$$(3) \rightarrow (4): L = 2\bar{G} = 2 * 2580 = 5160 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Со замена на пресметаните вредности во изразот (2) од материјалниот биланс на колоната:

$$(2): 2580 (0.053 - 0) = 5160 (\bar{X}_1 - 0.001)$$

$$\bar{X}_1 = 0.027 \left[\frac{kg}{kg} \right];$$

$$\bar{x}_1 = \frac{\bar{X}_1}{1 + \bar{X}_1} = \frac{0.027}{0.027 + 1} = 0.026 = 2.6\%$$

7. Лесна гасна фаза со 3% масен растворлив гас влегува во противнасочен апсорбер. Течноста за апсорпција на влез има 0.1% растворен гас, а на излез од апсорберот е со 4% растворен гас. Масата растворен гас на излез од апсорберот е 10 пати помала од

влезната маса. Која маса апсорпциона течност (потешка течна фаза) е потребна за апсорпција на растворениот гас ако има 1300 kg гасна смеса на влез под наведените услови?

$$\bar{y}_1 = 3[\% \text{ mas}] = 0.03; \quad \bar{x}_2 = 0.1[\% \text{ mas}] = 0.001;$$

$$\bar{x}_1 = 4[\% \text{ mas}] = 0.04; \quad \bar{y}_2 = \frac{1}{10}\bar{y}_1; \quad \bar{G} = 1300 [\text{kg}]; \quad \bar{L}_{in} = ?$$

Се претвораат масените удели во масени односи:

$$\bar{Y} = \frac{\bar{y}}{1 - \bar{y}} \quad (1); \quad \bar{X} = \frac{\bar{x}}{1 - \bar{x}} \quad (1 - 1)$$

$$(1): \bar{Y}_1 = \frac{\bar{y}_1}{1 - \bar{y}_1} = \frac{0.03}{1 - 0.03} = \frac{0.03}{0.97} = 0.031 \left[\frac{\text{kg} (A)}{\text{kg} (B)} \right];$$

$$(1): \bar{Y}_2 = \frac{\bar{y}_2}{1 - \bar{y}_2} = \frac{0.003}{1 - 0.003} = \frac{0.003}{0.997} = 0.003 \left[\frac{\text{kg} (A)}{\text{kg} (B)} \right];$$

$$(1 - 1): \bar{X}_1 = \frac{\bar{x}_1}{1 - \bar{x}_1} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = \frac{0.04}{0.96} = 0.042 \left[\frac{\text{kg} (A)}{\text{kg} (C)} \right];$$

$$(1 - 1): \bar{X}_2 = \frac{\bar{x}_2}{1 - \bar{x}_2} = \frac{0.001}{1 - 0.001} = \frac{0.001}{0.999} = 0.001 \left[\frac{\text{kg} (A)}{\text{kg} (C)} \right].$$

Услов:

$$\bar{Y}_2 = \frac{1}{10}\bar{Y}_1 = \frac{1}{10} * 0.031 = 0.0031 \quad (1 - 3)$$

Од рамнотежен биланс на колоната се определува количината апсорпциона течност [kg].

$$\bar{G}_{in}(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) = \bar{L}_{in}(\bar{X}_1 - \bar{X}_2) \quad (2)$$

$$(2): \bar{L}_{in} = \frac{\bar{G}_{in}(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2)}{(\bar{X}_1 - \bar{X}_2)}; \quad \rightarrow \quad \bar{G}_{in} = ?$$

Количина на инертен гас во колоната:

$$\bar{G}_{in} = \frac{\bar{G}}{1 + \bar{Y}} \quad (3); \quad \text{или} \quad \bar{G}_{in} = \bar{G}(1 - \bar{y}) \quad (3 - 1)$$

$$(3): \bar{G}_{in} = \frac{\bar{G}_1}{1 + \bar{Y}_1} = \frac{1300}{1 + 0.031} = 1262.135 [\text{kg}]$$

$$(2): \bar{L}_{in} = \frac{\bar{G}_{in}(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2)}{(\bar{X}_1 - \bar{X}_2)} = \frac{1262.135 * (0.031 - 0.003)}{(0.042 - 0.001)} = 869 \text{ [kg]}$$

Количината инертна течност во колоната може да се пресмета и според изразот:

$$\bar{L}_{in} = \frac{\bar{L}_1}{1 + \bar{X}_1} \quad (4); \quad \text{или} \quad \bar{L}_{in} = \bar{L}_1(1 - \bar{X}_1) \quad (4 - 1)$$

8. Воздух на влез во апсорбер содржи 3% волуменски NH_3 , а на излез 0.4% волуменски NH_3 . Која маса NH_3 ќе се апсорбира ако 3600 m^3/h воздух со NH_3 навлезе во апсорберот? Колку вода се троши за апсорпција ако на влез од апсорберот водата има 0.15mas% NH_3 , а на излез 4.5mas% NH_3 . Густината на воздухот е 1.22 kg/m^3 .

$$y_1 = 3[\% \text{ vol}] = 0.03; \quad y_2 = 0.4[\% \text{ vol}] = 0.004; \quad G = 3600 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right];$$

$$\bar{x}_2 = 0.15[\% \text{ mas}] = 0.0015; \quad \bar{x}_1 = 4.5[\% \text{ mas}] = 0.045; \quad \rho = 1.22 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right];$$

$$\bar{G}_{in} = ?; \quad \bar{L}_{in} = ?$$

Рамнотежен биланс на колоната, за определување на потребната количина вода (kg):

$$\bar{G}_{in}(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) = \bar{L}_{in}(\bar{X}_1 - \bar{X}_2) \quad (1); \quad \rightarrow \quad \bar{G}_{in} = ?; \quad \bar{L}_{in} = ?$$

Волуменските удели се претвораат во масени односи:

$$\bar{Y} = \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{воздух}}} \frac{y_{\text{vol.}}}{1 - y_{\text{vol.}}} = \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{воздух}}} \frac{p_{\text{NH}_3}}{P - p_{\text{NH}_3}} \quad (2);$$

$$M_{\text{NH}_3} = 17 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]; \quad M_{\text{воздух}} = 29 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]$$

$$(2): \bar{Y}_1 = \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{воздух}}} \frac{\bar{y}_1}{1 - \bar{y}_1} = \frac{17}{29} * \frac{0.03}{1 - 0.03} = \frac{0.03}{0.97} = 0.0181 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (B)}} \right];$$

$$(2): \bar{Y}_2 = \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{воздух}}} \frac{\bar{y}_2}{1 - \bar{y}_2} = \frac{17}{29} * \frac{0.004}{1 - 0.004} = \frac{0.03}{0.997} = 0.00235 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (B)}} \right].$$

Претворба на масени удели во масени односи:

$$(2 - 1): \bar{X}_1 = \frac{\bar{x}_1}{1 - \bar{x}_1} = \frac{0.045}{1 - 0.045} = \frac{0.045}{0.955} = 0.047 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right];$$

$$\bar{X}_2 \cong \bar{x}_2 = 0.0015 \left[\frac{kg}{kg} \right] - \text{мала концентрација}$$

$$\bar{X}_2 = \frac{\bar{x}_2}{1 - \bar{x}_2} = \frac{0.0015}{1 - 0.0015} = \frac{0.0015}{0.9985} = 0.0015 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]$$

Количината гасна смеса е дадена во $\left[\frac{m^3}{h} \right]$, а за пресметките потребно е да е во $\left[\frac{kg}{h} \right]$:

$$\bar{G} = G\rho = 3600 * 1.22 = 4392 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (3)$$

$$\bar{G}_{in} = \frac{\bar{G}_1}{1 + Y_1} = \frac{4392}{1 + 0.0181} = 4314 \left[\frac{kg(B)}{h} \right] \quad (3 - 1)$$

Со замена во изразот (1):

$$(1): 4314 (0.0181 - 0.00235) = \bar{L}_{in} (0.047 - 0.0015);$$

$$\bar{L}_{in} = 1500 \left[\frac{kg(C)}{h} \right]$$

9. Во двонасочен апсорбер се одвива апсорпција на бензол (A) од смеса на бензол и воздух (B) со помош на чисто неиспарливо масло (C). Гасната смеса на влезот во колоната има состав 0.025 kmol(A)/kmol (A+B). Потребната излезна концентрација на бензол од колоната треба да е 0.008 kmol(A)/kmol (A+B). Молскиот проток на гасна смеса на влезот во апсорберот е 30.77 kmol (A+B)/ h, а молскиот проток течна фаза на влезот во апсорберот е 3 kmol(C) / h ($L=L_{in}$).

Да се определи:

- составот на течна фаза на излез од апсорбер (kmol (A)/ kmol (C),
- теоретскиот број преносни единици,
- количината на бензол што се апсорбира во маслото (kmol A / h),
- степенот на апсорпција на бензол во апсорберот, (mol%).

Рамнотежни податоци се:

Табела 4-5. Рамнотежни податоци на системот

$X \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}C} \right]$	0	0.05	0.1	0.15	0.2	0.25	0.3
$Y \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}B} \right]$	0	0.0066	0.0133	0.0200	0.0268	0.0336	0.0405

$$y_1 = 0.025 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(A + B)} \right]; \quad y_2 = 0.008 \left[\frac{\text{kmol}A}{\text{kmol}(A + B)} \right];$$

$$G_1 = 30.77 \left[\frac{\text{kmol} (A + B)}{h} \right]; \quad L_1 = 3 \left[\frac{\text{kmol} (C)}{h} \right] = L_{in};$$

$$X_1 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(C)} \right] = ?; \quad N_T = ?; \quad N_A \left[\frac{\text{kmol} (A)}{h} \right] = ?; \quad S_A = ?$$

а.) Составот на течна фаза на излез од апсорбер $-X_1 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol}(C)} \right]$.

Биланс на апсорпциона колона:

$$\text{КМБ: } G_1 Y_1 + L_1 X_1 = G_2 Y_2 + L_2 X_2 \quad (1)$$

Биланс изразен преку инертни компоненти:

$$G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (2); \quad \rightarrow G_{in} = ?; \quad X_1 = ?$$

Трансформација на молски удел во молски однос:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.025}{1 - 0.025} = 0.0256 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right] \quad (3)$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0.008}{1 - 0.008} = 0.00806 \left[\frac{\text{kmol} (A)}{\text{kmol} (B)} \right] \quad (3 - 1)$$

$$L_1 = L_{in} \text{ (чиста течност)} \rightarrow X_2 = 0$$

$$G_{in} = \frac{G_1}{1 + Y_1} = \frac{30.77}{1 + 0.0256} = 30 \left[\frac{\text{kmol} (B)}{h} \right] \quad (4)$$

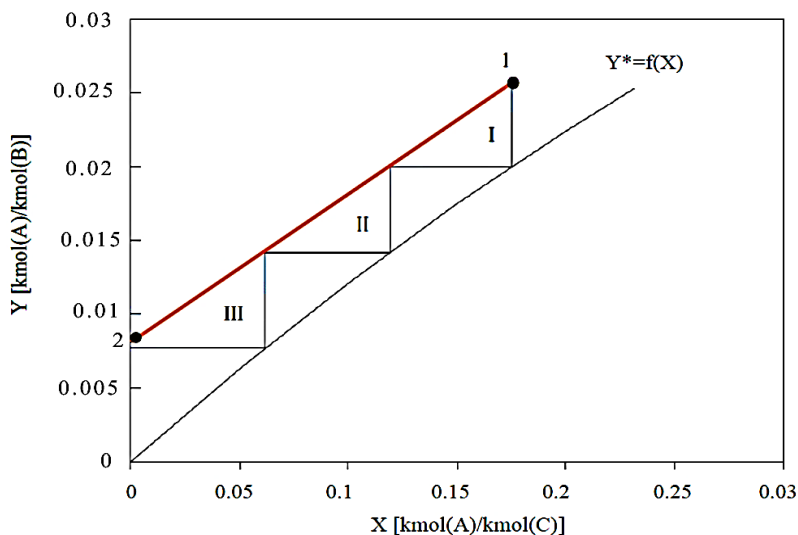
Со замена во изразот (1):

$$(1): 30 * (0.0256 - 0.00806) = 3 (X_1 - 0)$$

$$X_1 = 0.175 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{\text{kmol (C)}} \right]$$

б) Теоретскиот број преносни единици (N_T) се одредува со цртање рамнотежна крива од податоците во *табелата 4-5* и работната права која минува низ точките со координати:

1: ($X_1 = 0.171$; $Y_1 = 0.0256$) и **2:** ($X_2 = 0$; $Y_2 = 0.00806$)



Слика 4-16. Број теоретски единици на пренос (подови)

Бројот на преносни единици (подови) се одредува графички започнувајќи од точката (1) завршно со точката (2), *слика 4-16.*, како што веќе е објаснето. Определниот број подови графички е 3.

в) Количина бензол која се апсорбира во маслото (N_A):

$$N_A = G_{in}(Y_1 - Y_2) \quad (4)$$

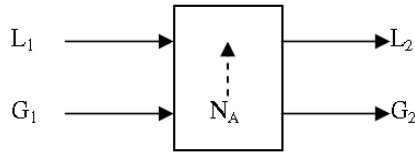
$$N_A = 30 (0.0256 - 0.00806) = 0.526 \left[\frac{\text{kmol (A)}}{h} \right]$$

г) Степен на апсорпција на бензол во апсорберот:

$$s_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} = \frac{0.0256 - 0.00806}{0.0256} = 0.685 * 100\% = 68.5 \%$$

5. АТСОРПЦИЈА

Атсорпција (пренос на маса) е процес на движење на мобилната компонента од гасна до цврста фаза.



Слика 5-1. Атсорпциона колона

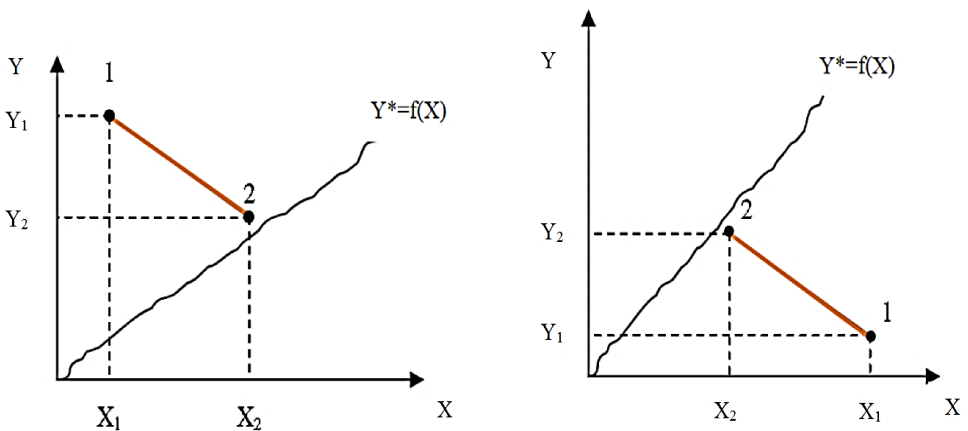
Материјален биланс на мобилната компонента за атсорпција:

$$N_A = G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (5-1)$$

Работна линија на атсорпција и десорпција:

$$Y - Y_i = -\frac{L_{in}}{G_{in}}(X - X_i) \quad (5-2)$$

Положба на работна и на рамнотежна линија за атсорпција и за десорпција, *слика 5-2:*



Слика 5-2. а) Атсорпција

б) Десорпција

Составот на гасна и течна фаза мора да е изразен во молски (масен) однос, (не во удел).

Кај атсорпција работната линија е секогаш над рамнотежната линија.

Кај десорпција работната линија е секогаш под линијата на рамнотежа.

1. Систем составен од водена пара (A), воздух (C) и силика гел (B) на притисок 101.3 kPa и температура 25°C е дефиниран со податоци за рамнотежа дадени табеларно.

Табела 5-1. Рамнотежни податоци

$\bar{X} \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]$	0.05	0.1	0.15	0.2	0.25	0.3	0.35	0.4
$\bar{Y} \cdot 10^3 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]$	1.75	3.9	5.88	7.48	9.03	10.47	11.91	13.95

Во сад со почетна количина влажен воздух 11.77 kg (A + C) со влажност 0.0125 kg(A)/kg(C), се внесува 0.525 kg (A + B) силика гел со почетна влажност 0.05 kg(A) / kg(B). Системот се остава да достигне динамичка рамнотежа и се одржува на температура 25°C и притисок 101.3 kPa. Одреди:

а) Содржина на влага во двете фази, $X_2 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]$ и $Y_2 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]$ во момент на достигнување динамичка рамнотежа.

б) Количина разменета влага, $N_A [kg(A)]$.

$$P = 101.3 [kPa]; \quad T = 25[^\circ C]; \quad G_1 = 11.77 [kg (A + C)];$$

$$L_1 = 0.525 [kg(A + B)];$$

$$X_1 = 0.05 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]; \quad Y_1 = 0.0125 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right];$$

$$X_2 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right] = ?; \quad Y_2 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right] = ?; \quad N_A [kg(A)] = ?$$

а) Бараните концентрации се одредуваат од материјалниот биланс на атсорбер за пресек 1-2:

$$N_A = G_{in}(Y_1 - Y_2) = L_{in}(X_1 - X_2) \quad (1) \quad \rightarrow \quad X_2 = ?; \quad Y_2 = ?; \quad N_A = ?$$

Работна линија за атсорпција за произволен пресек:

$$\bar{Y} - \bar{Y}_1 = -\frac{\bar{L}_{in}}{\bar{G}_{in}}(\bar{X} - \bar{X}_1) \quad (2) \quad \rightarrow \quad \bar{G}_{in} = ?; \quad \bar{L}_{in} = ?$$

Инертни количини (маси):

$$\bar{G}_{in} = \frac{\bar{G}_1}{(1 + \bar{Y}_1)} = \frac{11.765}{(1 + 0.0125)} = 11.62 \text{ [kg (C)]} \quad (3);$$

$$\bar{L}_{in} = \frac{\bar{L}_1}{(1 + \bar{X}_1)} = \frac{0.525}{(1 + 0.05)} = 0.5 \text{ [kg(B)]} \quad (3-1)$$

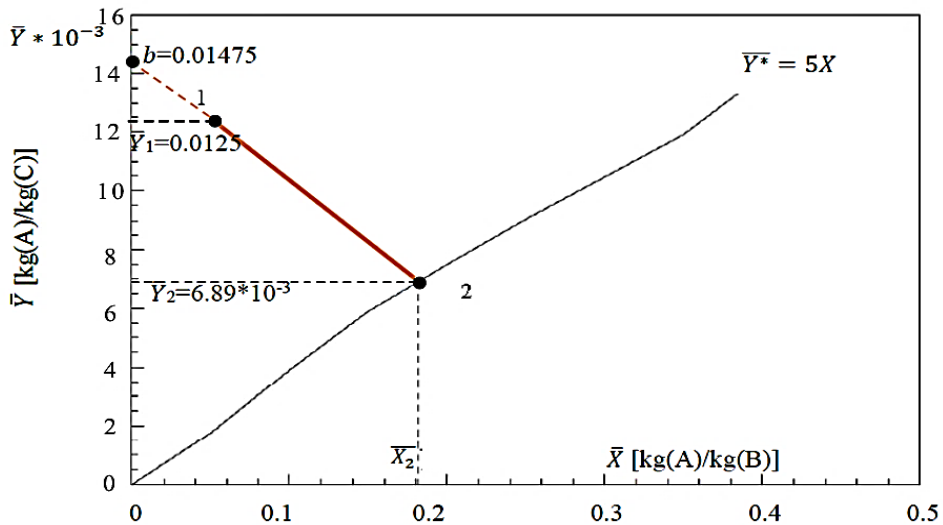
Добиените вредности од изразите (3) и (3-1) се заменуваат во изразот (2):

$$(2): \quad \bar{Y} - 0.0125 = -\frac{0.5}{11.62}(\bar{X} - 0.05) \quad (2-1)$$

$$(2-1): \quad \bar{Y} = -0.043\bar{X} + 0.0147 = ax + b \quad (2-2)$$

Изразот (2-2) е работна линија на атсорпција (равенка на права), а бараните концентрации се определуваат графички *Слика 5-3*.

Изразот (2-2) е работна линија на атсорпција (равенка на права), а бараните концентрации се определуваат графички, *слика 5-3*.



Слика 5-3. Определување содржината на влага во двете фази

Постапка за определување: Од рамнотежните податоци, *табела 5-1*, се црта рамнотежна крива $Y^* = f(X)$. Се конструира работна права (портокалова) линија што минува низ точката

1: ($\bar{X}_1 = 0.05, \bar{Y}_1 = 0.0125$) и отсечок на y -оска: ($b = 0.0147$). Пресекот на двете линии, работна и рамнотежна, ја дефинира позицијата на точката 2 : (\bar{X}_2, \bar{Y}_2). Од позиција на точките (1) и (2) се отчитуваат бараните концентрации, *слика 5-3*:

$$\text{точка 2: } \left(\bar{X}_2 = 0.1816 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]; \bar{Y}_2 = 6.89 * 10^{-3} \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right] \right).$$

б) $\bar{N}_A = \bar{G}_{in}(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) = 11.62(0.0125 - 0.00689) = 0.0658 [kg(A)]$

2.Податоците за рамнотежа на системот составен од водена пара (A), сапун (C) и воздух (B) на притисок 101.3 kPa и температура 323 K се дефинирани со:

Табела 5-2. Рамнотежни податоци

$\bar{x} * 10^{-3} \left[\frac{kg(A)}{kg(A+C)} \right]$	0	24	37.6	47.6	78.3	99	154	190.2
$p_A^* [Pa]$	0	1288	2559	3786	6185	7331	9584	10597

Влажен сапун 4.5 kg со рамномерно распределена влага и почетна концентрација $0.167 \frac{kg(A)}{kg(A+C)}$ се наоѓа во резервоар со волумен $4.25 m^3$, заедно со влажен воздух со парцијален притисок на водена пара $p_{A1} = 1600 Pa$ на температура 323 K и притисок 101.3 kPa. Со тек на време сапунот се суши, а кога концентрацијата на влага во сапунот е $0.13 kg(A)/kg(A+C)$, влажниот воздух се заменува со свеж воздух (со ист парцијален притисок на водена пара). Процесот продолжува до постигнување динамичка рамнотежа (состојба 4). Претстави го вака дефинираниот процес на сушење во координатен систем X, Y и утврди:

а) Содржина на влага во сапунот на крај од процесот на сушење, $x_4 \left(\frac{kg(A)}{kg} (A + C) \right)$;

б) Количина влага што се отстранува од сапунот пред и по промената на воздухот.

$$P = 101.3 [kPa] = 101.3 * 10^3 [Pa]; \quad T = 323 [K]; \quad p_A = 1600 [Pa];$$

$$V = 4.25 [m^3]; \quad \bar{L}_1 = 4.5 [kg];$$

$$x_1 = 0.167 \left[\frac{kg(A)}{kg(A + C)} \right]; \quad x_2 = 0.13 \left[\frac{kg(A)}{kg(A + C)} \right];$$

$$x_4 \left[\frac{kg(A)}{kg(A + C)} \right] = ?; \quad N_{A1} = ?; \quad N_{A2} = ?$$

За пресметка на бараната концентрација, потребни се положбите на работната линија ($Y=f(X)$) и рамнотежната крива ($(Y^*=f(X))$).

Трансформација на молски удел во молски однос:

$$\bar{X}_1 = \frac{\bar{x}_1}{(1 - \bar{x}_1)} = \frac{0.167}{1 - 0.167} = 0.2 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right] \quad (1)$$

$$\bar{X}_2 = \frac{\bar{x}_2}{(1 - \bar{x}_2)} = \frac{0.13}{1 - 0.13} = 0.149 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right] \quad (2)$$

Работна линија на адсорпција за некој произволен пресек:

$$\bar{Y}_2 = \bar{Y}_1 + \frac{\bar{L}_{in}}{\bar{G}_{in}} (\bar{X}_1 - \bar{X}_2) \quad (3); \quad \rightarrow \quad \bar{L}_{in} = ?; \quad \bar{G}_{in} = ?; \quad \bar{Y}_1 = ?; \quad \bar{Y}_2 = ?$$

$$\bar{L}_{in} = \frac{\bar{L}_1}{(1 + \bar{X}_1)} = \frac{4.5}{(1 + 0.2)} = 3.75 [kg(C)] \quad (4)$$

Количина на воздух ($\bar{G}_{in} = ?$), според Клаузис-Клајперонова равенка:

$$PV = nRT \quad \rightarrow \quad PV = \frac{m}{M} RT \quad (5); \quad m = \bar{G}_{in}$$

$$(5): \bar{G}_{in} = \frac{p_B VM}{RT} = \frac{(P - p_A) VM}{RT} \quad (5 - 1)$$

$$(5 - 1): \bar{G}_{in} = \frac{(101300 - 1600) 4.25 * 29}{8.314 * 323} = 4.75 [kg]$$

а) *Состојба 1:*

$$\bar{Y}_1 = ? \quad \rightarrow \quad p = y_i P; \quad (6)$$

$$(6): y_1 = \frac{p_{A1}}{P} \quad (6 - 1)$$

$$(6 - 1): y_1 = \frac{1600}{101.3 * 10^3} = 0.0158 \left[\frac{kmol(A)}{kmol(A + B)} \right]$$

$$\bar{Y}_1 = \frac{y_1 M_A}{(1 - y_1) M_B} \quad (7)$$

$$\text{Вода: } M_A = 18 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]; \quad \text{Воздух: } M_B = 29 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right].$$

$$(7): \bar{Y}_1 = \frac{0.0158}{1 - 0.0158} * \frac{18}{29} = 0.01 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (B)}} \right]$$

Координати на точката (1) на работната линија (1-2):

$$1: (\bar{X}_1 = 0.2, \bar{Y}_1 = 0.01)$$

Состојба 2:

Координатите на точката (2) се определуваат од работната линија на абсорпција, израз (3):

$$(3): \bar{Y}_2 = 0.01 + \frac{3.75}{4.57} (0.2 - 0.149) = 0.046 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (B)}} \right]$$

Координатите на точката (2) на работната линија (1-2):

$$2: (\bar{X}_2 = 0.149; \bar{Y}_2 = 0.046)$$

Состојба 3- замена на воздух:

Услов: Свеж воздух со ист парцијален притисок на водена пара ($\bar{Y}_1 = \bar{Y}_3$),

Количината на (%) влага - непроменета, материјалот продолжува да се суши:

$$\bar{X}_3 = \bar{X}_2 = 0.149 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (C)}} \right]; \quad \bar{Y}_1 = \bar{Y}_3 = 0.01 \left[\frac{\text{kg (A)}}{\text{kg (B)}} \right].$$

Точка (3) од работна линија (3-4):

$$3: (\bar{X}_3 = 0.149, \bar{Y}_3 = 0.01)$$

Состојба 4:

Равенка на работната линија (3-4) според материјалниот биланс на колоната:

$$\bar{Y} - \bar{Y}_3 = -\frac{\bar{L}_{in}}{\bar{G}_{in}}(\bar{X} - \bar{X}_3) \quad (8);$$

$$(8): \bar{Y} - 0.01 = -\frac{3.75}{4.75}(\bar{X} - 0.149) \quad (8-1)$$

$$(8-1): \bar{Y} = -0.825\bar{X} + 0.13 = ax + b$$

наклон: $a = tg\alpha = -0.825$; отсечок на y – оска: $b = 0.13$

$$\alpha = \arctg(\alpha) = \arctg(-0.825) = -39.55^\circ \sim 40^\circ$$

$$\alpha = 180^\circ - 40^\circ = 140^\circ$$

Состојба по промена на воздухот:

Работна линија (3-4) поминува низ:

3: ($\bar{X}_3 = 0.149$; $\bar{Y}_3 = 0.01$) и **наклон** ($\alpha = 140^\circ$).

Од пресекот на работната линија (3-4) со рамнотежната линија се определени координати на точката (4). Отчитани од *слика 5-4*:

$$\bar{X}_4 = 0.1055 \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]; \quad \bar{Y}_4 = 0.0458 \left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right].$$

Постапка за цртање дијаграм, *слика 5-4*:

Се пресметуваат координатите (\bar{X} ; \bar{Y}) од дадените вредности за притисок, *табела 5-2*, според изразите (9) и (10):

$$\bar{X} = \frac{\bar{x}}{(1 - \bar{x})} \quad (9); \quad \bar{Y} = \frac{p_A}{(P - p_A)} \frac{M_A}{M_B} \quad (10)$$

$$\text{Вода } M_A = 18 \left[\frac{kg}{kmol} \right] \quad \text{воздух} \quad M_B = 29 \left[\frac{kg}{kmol} \right]$$

Пресметаните вредности се дадени во:

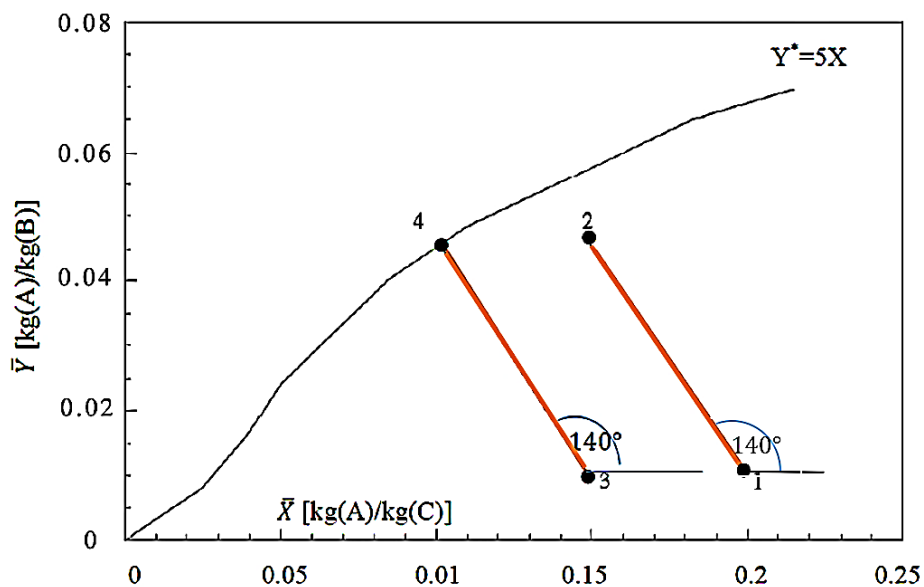
Табела 5-3. Рамнотежни податоци, пресметани

$\bar{x}^* \cdot 10^{-3}$ $\left[\frac{kg(A)}{kg(A+C)} \right]$	0	24	37.6	47.6	78.3	99	154	190.2
$p_A^* [Pa]$	0	1288	2559	3786	6185	7331	9584	10597
(9): $\bar{X}^* \left[\frac{kg(A)}{kg(C)} \right]$	0	0.024	0.038	0.049	0.084	0.11	0.18	0.23
(10): $\bar{Y}^* \cdot 10^3$ $\left[\frac{kg(A)}{kg(B)} \right]$	0	0.013	0.026	0.039	0.065	0.077	0.104	0.117

б: Количина на влага отстранета од сапунот пред и по промена на воздухот:

$$N_{A1} = \overline{L}_{in}(\overline{X}_1 - \overline{X}_2) = 3.75 * (0.2 - 0.149) = 0.191[\text{kg}(A)]$$

$$N_{A2} = \overline{L}_{in}(\overline{X}_3 - \overline{X}_4) = 3.75 * (0.149 - 0.1055) = 0.163[\text{kg}(A)]$$



Слика 5-4. Процес на сушење сапун

6. ЕКСТРАКЦИЈА

Екстракција е процес на раздвојување на течност од течност. Алтернативни термини се: екстракција на течност или екстракција со растворувач. Општо, системот течност-течност, содржи три компоненти (А, В и С) и две фази во рамнотежа. Збирот на сите масни фракции во системот е единица, израз (6-1).

$$x_A + x_B + x_C = 1 \quad (6-1)$$

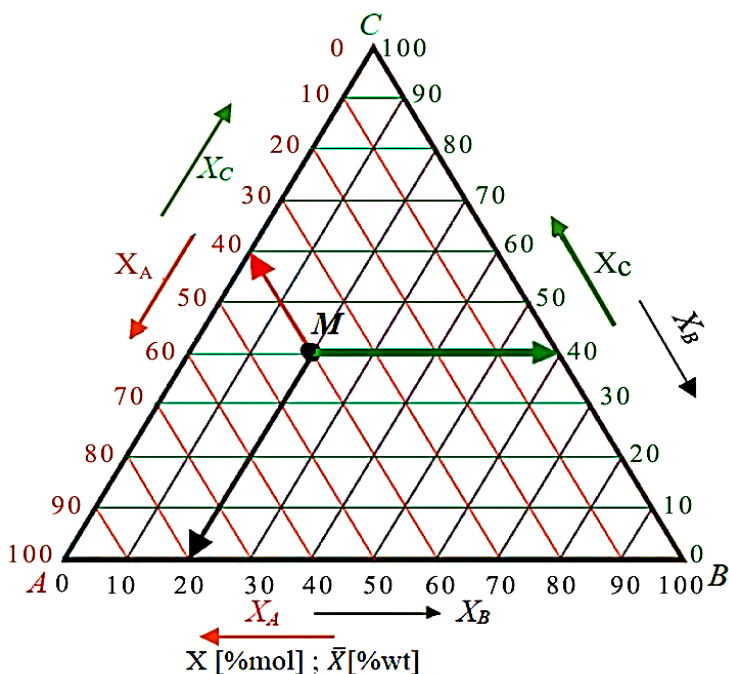
$$x_A = 1 - x_B - x_C;$$

$$x_B = 1 - x_A - x_C;$$

$$x_C = 1 - x_A - x_B \quad (6-1-1)$$

Вообичаено е да се прикаже течно-течната рамнотежа на трикомпонентни (тернарни) системи со помош на триаголни дијаграми, во две различни форми, со користење рамнострани или правоаголен триаголник.

Триаголните координати на рамностран триаголник често се користат за да се претстават рамнотежните податоци на трикомпонентен систем, бидејќи има три оски, *слика 6-1*. Секој врв на триаголникот претставува чиста (100%) компонента (А, В или С). Секоја страна од триаголникот е бинарен систем од две компоненти, а тие се темињата на таа страна. Според кажаното, на една страна, пр. страна (АС), може да се отчита масен (молски) удел на две компонентни (x_C и x_A), но во спротивна насока. Ова правило важи за сите страни од триаголникот. Според стрелките на часовникот на дијаграмот, *слика 6-1*, уделот на компонентата (С) се чита кон темето (С) на зелената скала, на која било страна (АС) или (ВС) од триаголникот. Аналогно на ова, уделот на компонентата (А) се чита на црвената скала кон темето (А), на страната (АВ) или (АС). Уделот на компонентата (В) се чита од црната скала кон темето (В) на страната (АВ) или (ВС).

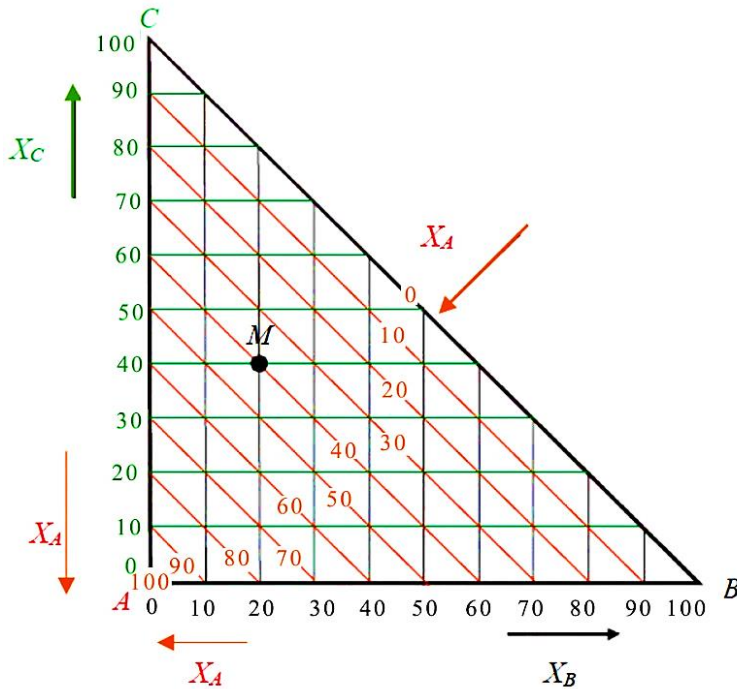


Слика 6-1. Шематска претстава на отчитувања во триаголен рамностран дијаграм во правец на стрелките на часовник, или обратно од стрелките на часовник.

На *сликата 6-1* се прикажани два правци на отчитување на една иста страна (пр. AC), односно отчитувањето на фракциите е поинакво, но се избира само еден начин на читање. Двата начина на отчитување даваат ист резултат при решавање задачи. На *сликата 6-1* е прикажана точката на мешање (M), што претставува смеса со удел на компонентите: $x_A = 0.4$, $x_B = 0.2$ и $x_C = 0.4$. Отчитување на уделите на *сликата 6-1* е направено спротивно од правецот на стрелките на часовник. Тоа значи дека на страната (AC) се отчитува фракцијата (x_A) со повлекување линија низ точката (M) паралелна на претходната страна (CB). На страната (AC) може да се отчита и удел на фракцијата (x_C), но во правец на стрелките на часовник. Постапката е иста, но во овој случај претходна паралелна страна е (AB). При отчитување на уделот на компонента се избира само еден смер и тој смер важи при отчитувањето на сите фракции.

Поради посебните координати, рамностраниот триаголен дијаграм има некои недостатоци. Од тие причини и покорисен метод

за цртање на трикомпонентен дијаграм е користење правоаголни координати, *слика 6-2*.



Слика 6-2. Шематска претстава на триаголен правоаголен дијаграм,

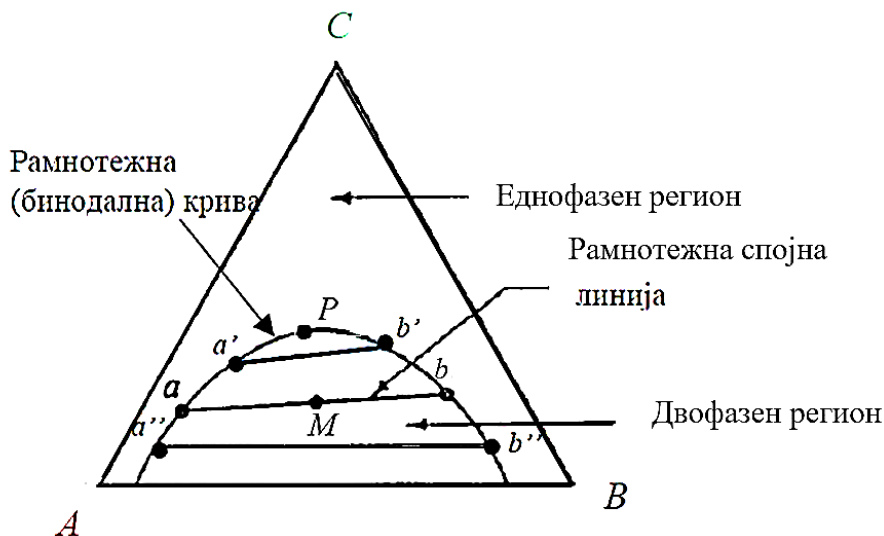
Секој врв од правоаголниот триаголник претставува чиста (100%) компонента, а секоја страна од триаголникот претставува бинарен систем, *слика 6-2*. Графичкото определување на количината фракција за дадена компонента се врши од страните на триаголникот. Бидејќи е правоаголен, отчитувањето е како кај x y - дијаграм. На една страна може да се отчитаат количините на две компоненти, во правец на стрелките, *слика 6-2*. Истите правила важат како и за рамностран триаголник.

Концентрациите на компонентата (C) (компонентата што се екстрахира) обично се нанесуваат на y -оска, а концентрациите на компонентата (A) (обично примарен растворувач) е на x -оска. Концентрацијата на компонентата (B) се пресметува како разлика од:

$$x_B = 1 - x_A - x_C; \quad y_B = 1 - y_A - y_C \quad (6-2)$$

На *сликата 6-3* е прикажана компонентата што се екстрахира (C), што целосно е растворлива во компонентата (A) или (B). Во

трокомпонентниот систем, компонентата (A) е само малку растворлива во (B) и обратно, (B) е малку растворлива во (A). Како последица на слабата растворливост на компонентата (A и B) една во друга, постои двофазен регион, внатре под рамнотежната (бинодална) крива.



Слика 6-3. Дијаграм течно-течно, компонентите (A) и (B) делумно се мешаат

Ако во почетен раствор има компонента (C)-активна компонента, растворена во компонента (A), тогаш компонентата (A) во тој раствор е *примарен растворувач*. Компонентата (B) што врши екстракција на компонентата (C) од смеса со компонента (A) е *секундарен растворувач*. За време на екстракцијата се добива *екстрактна фаза* ($E = C + B$). Осиромашениот почетен раствор од кој е извлечена (екстрахирана) компонентата (C), богат со примарен растворувач (A) по екстракцијата се нарекува *рафинатна фаза* ($R = A - C$) ($R = A - C$). На истата [слика 6-3](#) е прикажано и еднофазно подрачје што лежи над рамнотежната, бинодална линија на која лежи точката (P) и двофазно подрачје под таа линија. Почетната смеса со состав (M) ќе се оддели во две фази (a) и (b) кои лежат на рамнотежната спојна линија на поврзување низ точката (M). На [сликата 6-3](#) се прикажани и други вакви линии на поврзување (спојни линии). Двете фази се идентични во точката (P).

1. Две смеси, (R) и (E), содржат три соединенија (A, B и C). Смесите се мешаат во сооднос 1:2. Сите соединенија се целосно растворливи едни во други. Смесата (R) е со состав ($x_A = 0.7$; $x_B = 0.2$), а смесата (E) е со состав ($y_A = 0.1$; $y_B = 0.5$).

Утврди:

а) Позиција на точките (R) и (E) во триаголен дијаграм и определи ја концентрацијата на активната компонента (C) во екстрактната и рафинатната фаза.

б) Точката на мешање (аналитички и графички).

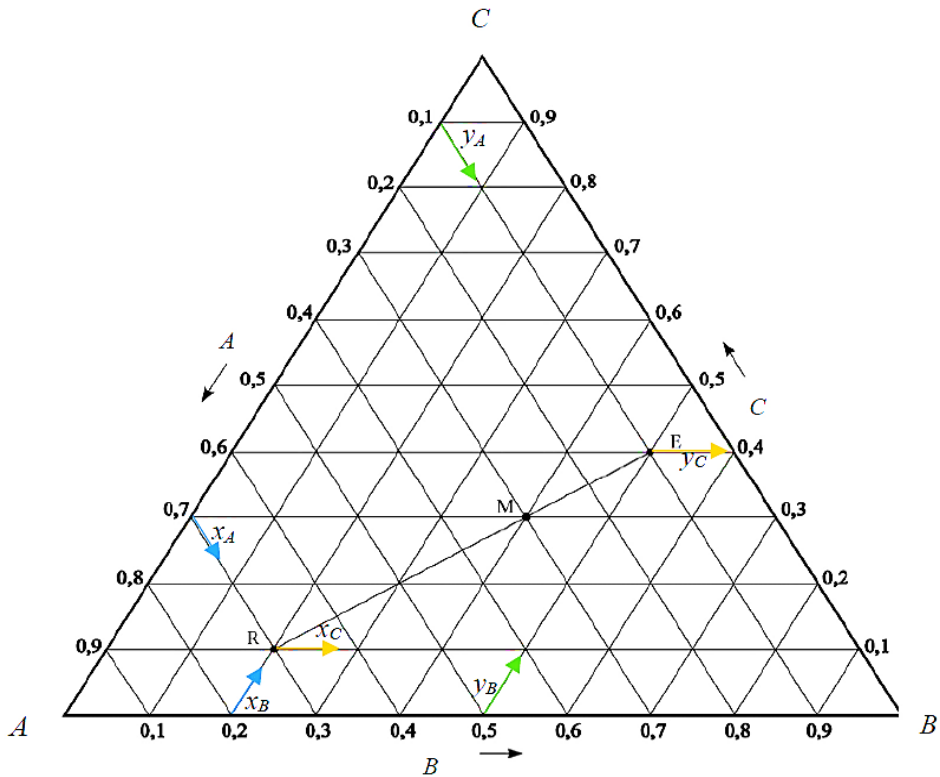
$$R: (x_A = 0.7 ; x_B = 0.2);$$

$$E: (y_A = 0.1 ; y_B = 0.5);$$

$$\frac{R}{E} = \frac{1}{2};$$

$$x_C = ?; y_C = ?, \quad M (x_M = ?; y_C = ?);$$

Графичкото решение е прикажано на [сликата 6-4](#). Точките што лежат на страните од триаголникот претставуваат состав на бинарен систем, а точките внатре во триаголникот го претставуваат составот на трикомпонентниот систем. Пресметката на тројната точка (точка на мешање - M) започнува со нанесување на координатите, спротивно од стрелките на часовник, за дадениот рафинат (R) и екстракт (E), од условот. Во триаголен дијаграм ([слика 6-4](#)) координатите на рафинатната точка (R) се ($x_A = 0.7$; $x_B = 0.2$). Нанесувањето координати и добивањето на положбата на точката (R) е прикажано со стрелки со сина боја. Постапката на нанесување и определување на местоположба на точката (E): ($y_A = 0.1$; $y_B = 0.5$) од екстрактната фаза е прикажано со стрелки со зелена боја. Точките (R) и (E) се, всушност, пресечни точки на линиите со стрелките со сина боја за (R), односно со зелена боја за (E). Од овие точки се одредува концентрацијата (координати) на компонентата (C), отчитани на страната (BC) во рафинатната фаза (x_C) и во екстрактната фаза (y_C), според жолтите стрелки.



Слика 6-4. Одредување точка на мешање на триаголен дијаграм

Аналитичко решение:

$$\text{ОМБ: } R + E = M \quad (1)$$

$$\text{КМБ} - C : R x_C + E y_C = M x_{CM} = (R + E) x_{CM} \quad (2)$$

$$(2): x_{CM} = \frac{R x_C + E y_C}{R + E} \quad (3)$$

$$\text{услов: } \frac{R}{E} = \frac{1}{2} \rightarrow R = 0.5E \quad (4)$$

Со замена на изразот (4) во изразот (3):

$$(4) \rightarrow (3): x_{CM} = \frac{0.5E x_C + E y_C}{0.5E + E} = \frac{E(0.5x_C + y_C)}{1.5E} = \frac{0.5 * 0.1 + 0.4}{1.5} = 0.3$$

Аналогно се добиваат:

$$\text{КМБ} - A : R x_A + E y_A = M x_{AM} = (R + E) x_{AM} \quad (2 - 1)$$

$$(2 - 1): x_{AM} = 0.3$$

$$\text{КМБ} - \text{В} : R x_B + E y_B = M x_{AM} = (R + E) x_{BM} \quad (2 - 2)$$

$$(2 - 2): x_{BM} = 0.4$$

Според правило на лост, *слика 6-4*:

$$\frac{\overline{RM}}{\overline{ME}} = \frac{E}{R} \quad (5); \quad \text{услов: } \frac{R}{E} = \frac{1}{2} \rightarrow \frac{\overline{EM}}{\overline{RM}} = \frac{1}{2} \quad (5 - 1)$$

На триаголниот дијаграм се мери должината на растојанието:

$$\overline{RE} = 77 [\text{mm}] = 7.7 [\text{cm}]$$

$$\overline{RE} = \overline{RM} + \overline{EM} \quad (6)$$

Со замена на изразот (5-1) во изразот (6) се добива:

$$(6): 0.5 = \frac{77 - \overline{RM}}{\overline{RM}}$$

$$\overline{RM} = 51.33 [\text{mm}]$$

Со цртање на должината на отсечката \overline{RM} или \overline{EM} , врз отсечката \overline{RE} на дијаграм од *сликата 6-4* се добива положбата на точката на мешање (M), од каде што се определува уделот на компонентите:

$$x_{AM} = 0.3; \quad x_{BM} = 0.4; \quad x_{CM} = 0.3$$

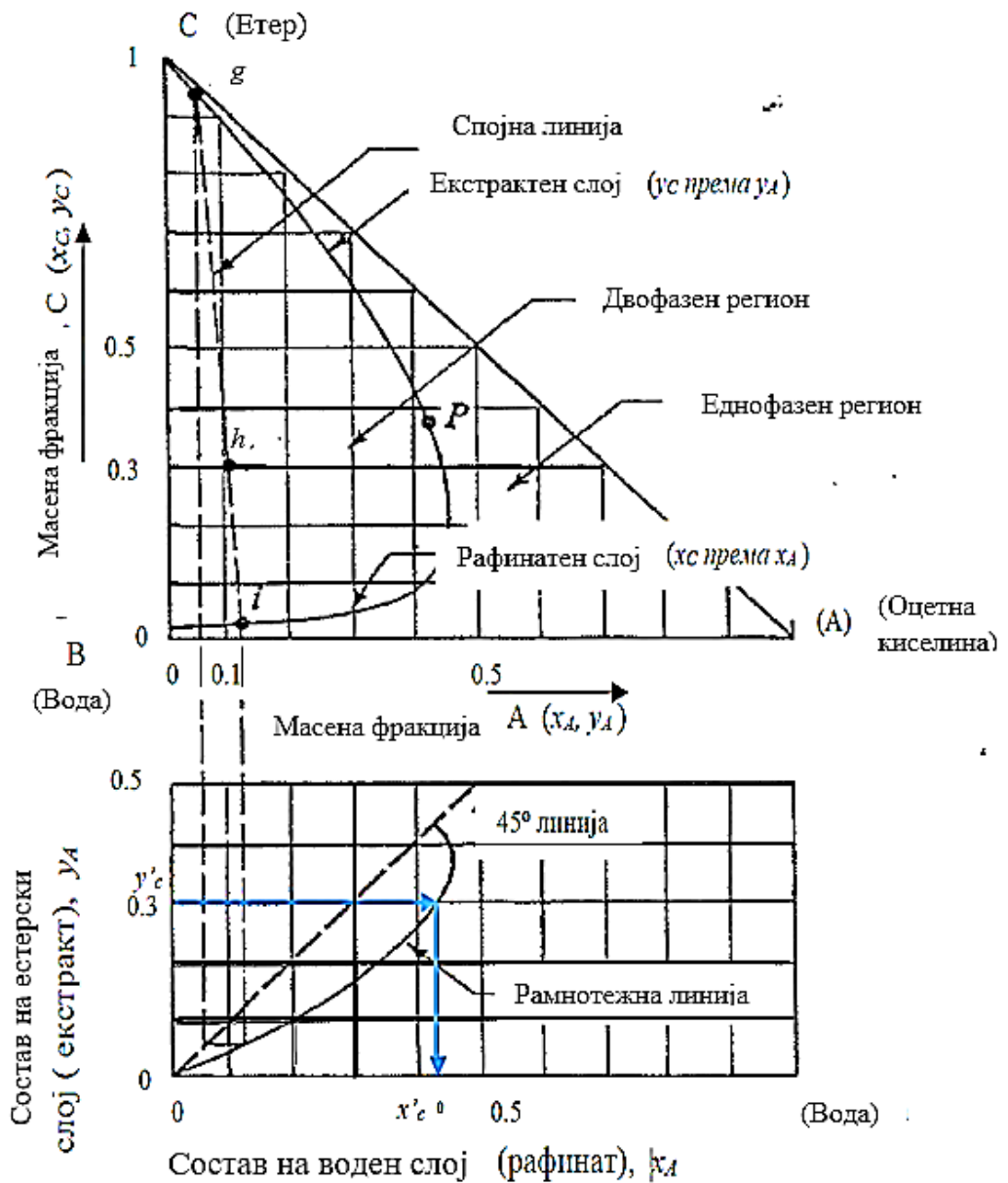
2. Смеса со маса 100 kg составена од 30 kg изопропилетер (C), 10 kg оцетна киселина (A) и 60 kg вода (B) е во рамнотежа, а и нејзините одделени фази се во рамнотежа. Кој е составот на двете фази кои се во рамнотежа?

$$\bar{F} = 100[\text{kg}] = 1; \quad m_C = 30[\text{kg}]; \quad m_A = 10[\text{kg}]; \quad m_B = 60[\text{kg}].$$

Почетната смеса со состав:

$$x_C = 0.3; \quad x_A = 0.1; \quad x_B = 0.6$$

За цртање рамнотежна крива на оваа трикомпонентна смеса, се користат податоци од *прилози, табела 11-1* за системот: изопропилетер - оцетна киселина - вода (не се дадени во текстот на задачата). Постапката за цртање во правоаголен триаголен дијаграм е дадена во воведниот дел на оваа тема.



Слика 6-5. Правоаголен трикомпонентен дијаграм

3. Отпадна вода од индустриски процес содржи ацетон, кој треба да се екстрахира со хлоробензен. Табеларно се дадени рамнотежни податоци за системот: вода - ацетон - хлоробензен.

Табела 6-1. Рамнотежни податоци за системот: вода - ацетон – хлоробензен [wt%]

	Водена фаза $\bar{x}_{R(1-8)}$ [wt%]			Органска фаза $\bar{y}_{E(1-8)}$ [wt%]		
	Вода (A)	Ацетон (C)	Хлоробензен (B)	Вода (A)	Ацетон (C)	Хлоробензен (B)
1	99.89	0	0.11	0.18	0	99.82
2	89.79	10	0.21	0.49	10.79	88.72
3	79.69	20	0.31	0.79	22.23	76.98
4	69.42	30	0.58	1.72	37.48	60.80
5	58.64	40	1.36	3.05	49.44	47.51
6	46.28	50	3.72	7.24	59.19	33.57
7	27.41	60	12.59	22.85	61.07	15.08
8	25.66	60.58	13.76	25.66	60.58	13.76

Да се одреди:

а) Во триаголен дијаграм да се нацрта линија на фазна рамнотежа и да се определат коннодите (рамнотежни состави на спојни) линии на екстрактна и рафинатна фаза што се во рамнотежа.

б) Состав на вода и хлоробензен во водена фаза (рафинат) и состав на екстрактна фаза кој е со нив во рамнотежа ако концентрација на ацетон е 45 wt%.

в) Која количина ацетон треба да се додаде во смеса од 110 g хлоробензен и 90 g вода за да системот престане да се раслојува? Каков е составот во точката на мешање?

г) Кој е составот во систем без вода во точка на мешање?

а) $\bar{x}_{A1} = ?; \bar{x}_{B1} = ?; \bar{x}_{C1} = ? \rightarrow \bar{y}_{A1} = ?; \bar{y}_{B1} = ?; \bar{y}_{C1} = ?;$

б) $\bar{x}_{CR} = 45[\text{wt}\%] = 0.45;$

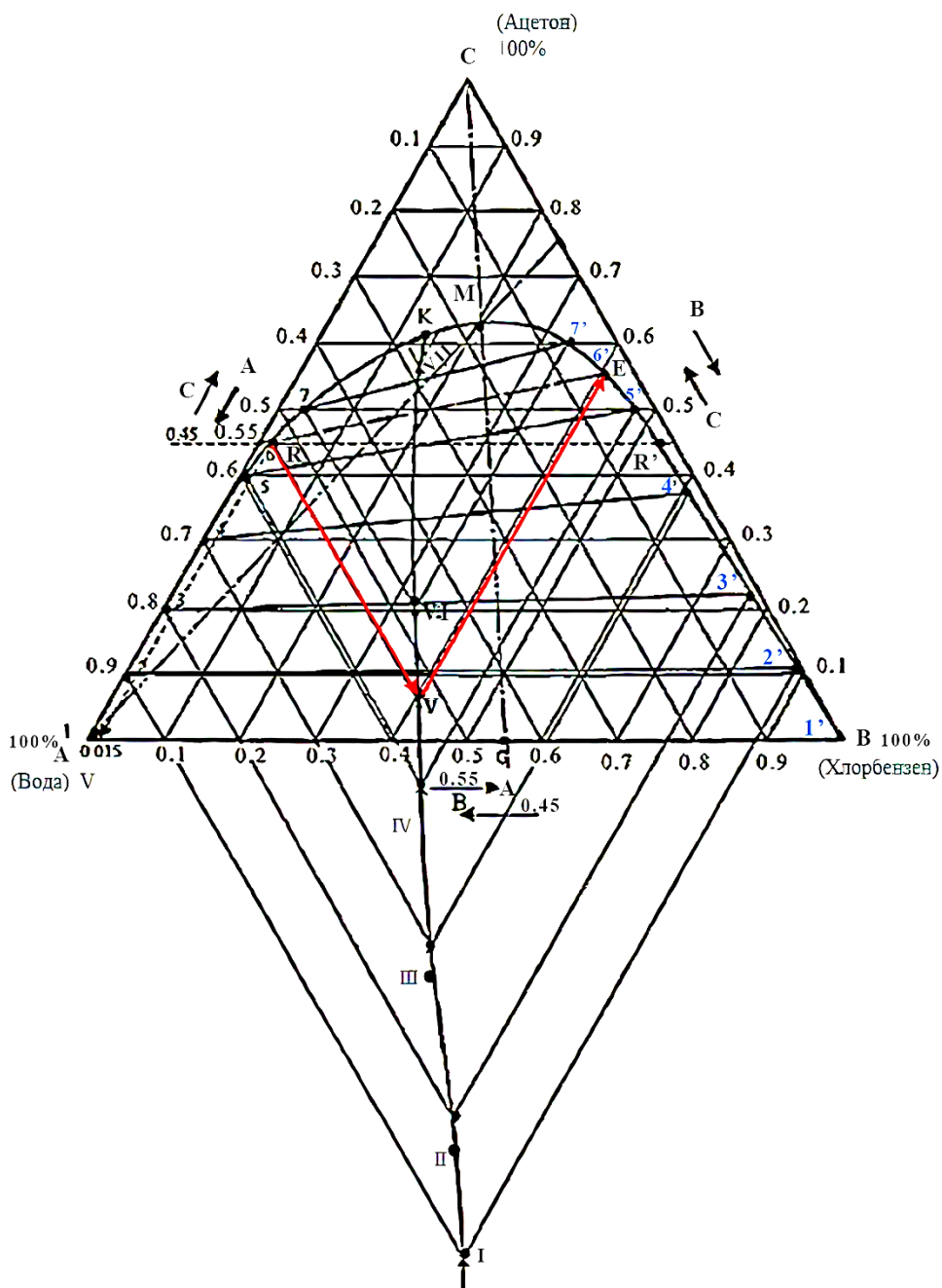
$\bar{x}_{AR} = ?; \bar{x}_{BR} = ? \rightarrow \bar{y}_{AE} = ?; \bar{y}_{BE} = ?; \bar{y}_{CE} = ?;$

в) $m_C = ?; m_B = 110[\text{g}]; m_A = 90[\text{g}]; \bar{x}_{MA} = ?; \bar{x}_{MB} = ?; \bar{x}_{MC} = ?;$

г) $\bar{x}'_{MA} = ?; \bar{x}'_{MB} = ?; \bar{x}'_{MC} = ?$

а) Од рамнотежните податоци, *табела 6-1*, во триаголен дијаграм се конструира бинодална крива на фазна рамнотежа. Бинодалната крива разделува двофазен хетероген регион (под кривата) од

хомоген еднофазен регион (над кривата), затоа што дадениот тркомпонентен систем има јаз при мешање.



Слика 6-6. Триголен дијаграм вода - ацетон - хлоробензен [wt%]

а) Графичко решение според *сликата 6-6* е:

Коннодна точка (1) од рафинатна фаза со координати (состав):

$$\bar{x}_{A1} = 0.9989 \sim 0.99; \quad \bar{x}_{B1} = 0.11; \quad \bar{x}_{C1} = 0$$

1- коннодна точка (1') од екстрактна фаза со координати (состав):

$$\bar{y}_{A1} = 0.18; \quad \bar{y}_{B1} = 0.9982 \sim 0.99; \quad \bar{y}_{C1} = 0$$

2- коннодна точка (2) од рафинатна фаза со координати (состав):

$$\bar{x}_{A2} = 0.8979; \quad \bar{x}_{B2} = 0.0021; \quad \bar{x}_{C2} = 0.1$$

1- коннодна точка (2)' од екстрактна фаза со координати (состав):

$$\bar{y}_{A2} = 0.0049; \quad \bar{y}_{B2} = 0.8872; \quad \bar{y}_{C2} = 0.1079$$

Трета коннодна точка од рафинатна и екстрактна фаза е од трет ред точки, *табела 6-1*, и така натака, се до претпоследен ред. Последен осми ред е (K) точката со координати:

$$K: \bar{x}_{KA} = \bar{y}_{KA} = 0.2566; \quad \bar{x}_{KB} = \bar{y}_{KB} = 0.1376; \quad \bar{x}_{KC} = \bar{y}_{KC} = 0.6058$$

б) Содржина на вода и хлоробензен во водена фаза (рафинат) при концентрација на ацетон $\bar{x}_{CR} = 0.45$ се определува кога на страната (AC), *слика 6-6*, низ точка со состав: ацетон 0.45 (односно (0.55 вода) се повлекува права (R-R') паралелна на страната (AB). На оваа права, концентрацијата на ацетон во сите точки е 0.45, бидејќи правата е нормална, спротивно лежи на темето (C) каде што концентрацијата на ацетон е 100%. Ова правило важи за сите темиња, кога се отчитуваат други потребни концентрации. Координатата на пресечна точка (R) е, всушност, баран удел вода (\bar{x}_{AR}). Удел на хлоробензен е координатата на точката (R) отчитана на страната (AB) кога низ точката (R) ќе се повлече права (R-V) паралелна на страната (BC). Отчитани удели се:

$$(R): \bar{x}_{AR} = 0.535 = 53.5[\text{wt}\%]; \quad \bar{x}_{BR} = 0.015 = 1.5[\text{wt}\%]$$

Аналитички удел на хлоробензен е:

$$100[\text{wt}\%] = \bar{x}_A + \bar{x}_B + \bar{x}_C = 53.5 + \bar{x}_B + 45$$

$$\bar{x}_B = 1.5[\text{wt}\%] = \bar{x}_{BR}$$

Бараниот состав на екстрактна фаза се координатите на точката (E) што е во рамнотежа со составот на рафинатна фаза, е определен со

координатите на точката (R). Според даден услов на задача, не се познати координатите на точката (E), затоа оваа точка треба да се конструира. Парот точки (R,E) формираат спојна линија од кој се определува рамнотежен состав во рафинатна, односно екстрактната фаза. Постојат две можности за конструција на (R-E) спојна линија.

Можност 1, многу неточен начин:

Со метод на интерполација меѓу две спојни линии (конноди) кои се наоѓаат над и под бараната (R-E) спојна линија. Ова накратко значи дека произволно се повлекува линија која е паралелна или, пак, го прати трендот на наклон на спојните линии во триаголникот.

Можност 2:

Со помош на линија за конјугација, бараната конода (R-E) се одредува подобро и со поголема точност. За таа цел, десната страна (BC) и левата страна (AC) од триаголникот треба да се поместат паралелно, низ крајните точки на спојните линии. Односно, во сите (7) точки од рафинатната фаза (1),(2),...(7) се повлекуваат прави паралелни со страната (CB). Постапката продолжува со повлекување на паралелни линии на страната (AC), низ точките (1'), (2'), (3')...(7') од екстрактната фаза. Се формираат (7) пресечни точки (I,II,III,...VII) од конструираниите линии низ овие точки и низ критичната точка (K) се повлекува линија за конјугација, *слика 6-6*.

Бараната точка (E) од екстрактната фаза која е во рамнотежа се конструира аналогно: паралелно се поместува десната триаголна страна преку (R), (се повлекува паралелна линија на страната (BC) низ точката (R)) и се сече оваа линија со линијата на конјугација. Потоа, низ добиената пресечна точка што лежи на линијата на конјугација се поместува левата триаголна страна, односно се повлекува паралелна права на стараната (AC) до пресек со десната страна од бинодалната крива. Постапката е прикажана со црвени стрелки. На овој начин се добива бараниот состав на точката (E) и тој отчитан од *сликата 6-6* е:

$$\bar{y}_{AE} = 0.04 = 4[\text{wt}\%]; \quad \bar{y}_{BE} = 0.41 = 41[\text{wt}\%]; \quad \bar{y}_{CE} = 0.55 = 55[\text{wt}\%]$$

в) Количина ацетон (C) што треба да се додаде во смеса од 110 г хлоробензен (B) и 90 г вода (A), се определува кога дадените маси ќе се претворат во масени удели:

$$\bar{x}_{BR} = \frac{m_B}{m_B + m_A} = \frac{110}{110 + 90} * 100 = 55[\text{wt}\%] = 0.55; \quad (1)$$

$$\bar{x}_{AR} = \frac{m_B}{m_B + m_A} = \frac{90}{110 + 90} * 100 = 45[\text{wt}\%] = 0.45 \quad (1 - 1)$$

$$m_{\text{смеса}} = m_B + m_A = 200[\text{g}] \quad (2)$$

На триаголниот дијаграм од *сликата 6-6* се нанесува точка (G) од бинарна смеса со пресметан состав (G): ($\bar{x}_{BR} = 0.55$; $\bar{x}_{AR} = 0.45$) што лежи на страна (AB). Точката (G) се поврзува со теме (C) - чист ацетон, а на добиената линија (G-C) лежи бараната точка на мешање. Границата меѓу еднофазен и двофазен регион е бинодалната крива. Од овие причини бараната точка на мешање (M) мора да лежи на бинодалната крива. Од дијаграм, *слика 6-6* е отчитан составот во точката на мешање (M):

$$(M): \bar{x}_{AM} = 0.16 = 16[\text{wt}\%];$$

$$\bar{x}_{BM} = 0.21[\text{wt}\%]; \quad \bar{x}_{CM} = 0.63 = 63[\text{wt}\%]$$

Потребната количина ацетон се одредува според законот за рамнотежа, со користење на **правило на лост**.

$$\frac{\overline{CM}}{\overline{MG}} = \frac{G}{C} \quad (3)$$

$$G = m_{\text{смеса}} = 200[\text{g}]$$

На дијаграмот од *сликата 6-6* се мерат должините на потребните растојанија:

$$\overline{CM} = 40[\text{mm}]; \quad \overline{MG} = 69[\text{mm}] \quad (4)$$

$$\overline{CG} = \overline{CM} + \overline{MG} = 40 + 69 = 109[\text{mm}] \quad (4 - 1)$$

Бараната количина ацетон е:

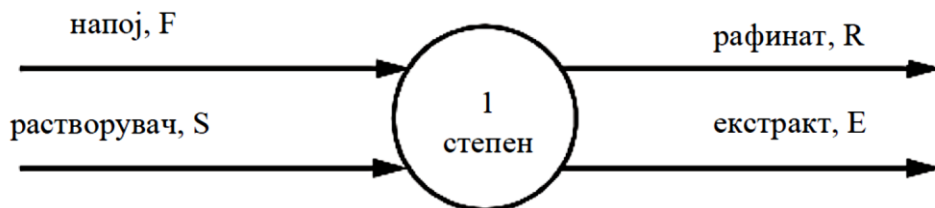
$$(3): C = \frac{G * \overline{MG}}{\overline{CM}} = 200 \frac{69}{40} = 345[\text{g}]$$

г) Составот во точка на мешање (\bar{M}) во системот без вода се определува на следниов начин: темето (A)-100% вода, се поврзува со точката на мешање (M) со права линија која продолжува до страната без вода (CB), *слика 6-6*. На овој начин се добива нова точка (\bar{M}). Составот на бинарна смеса, без вода, составена само од ацетон и хлоробензен се координати на новодобиената точка (\bar{M}):

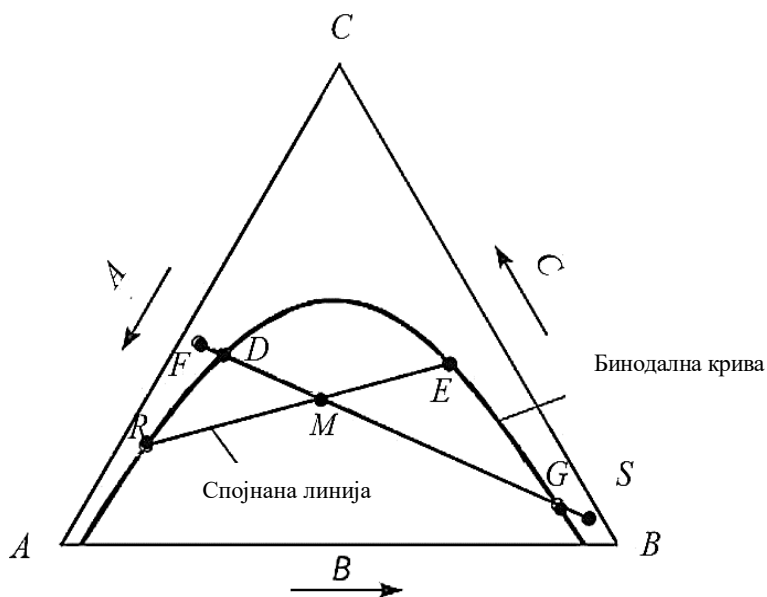
$$(\bar{M}): \bar{x}'_{BM'} = 0.25 = 25[\text{wt}\%]; \quad \bar{x}'_{CM'} = 0.75[\text{wt}\%] = 0.75;$$

6.1. Екстракција во една рамнотежна фаза

Кај едностепенна екстракција, *слика 6-7*, напојот со растворувач интензивно се меша во миксер. За време на мешањето активната супстанција што се екстрахира се дистрибуира во две фази во фазна рамнотежа. Двете фази, рафинат и екстракт се одделуваат во таложник.



Слика 6-7. Приказ на едностепенна екстракција



Слика 6-8. Графички приказ на едностепенна екстракција во триаголен дијаграм - рамностран триаголник

Графички приказ на едностепенна екстракција во триаголен дијаграм е прикажан со рамностран триаголник, *слика 6-8*. Примарен (A) и секундарен (B) растворувач се темиња на основата (AB) од триаголникот. Врвот е темето (C) - активната компонента што се екстрахира. Бинодалната крива е добиена од рамнотежните податоци за даден ситем, како што е веќе објаснето.

3. Почетна смеса од 100 kg содржи $\bar{x}_{AM} = 0.1$. Одреди количина на екстракт и рафинат ако составот на двата рамнотежни слоја (од пример 1) е:

Екстрактен слој (E): $\bar{y}_A = 0.04$; $\bar{y}_C = 0.94$ и $\bar{y}_B = 0.02$;

Рафинатен слој (R) : $\bar{x}_A = 0.12$; $\bar{x}_C = 0.02$; $\bar{x}_B = 0.86$.

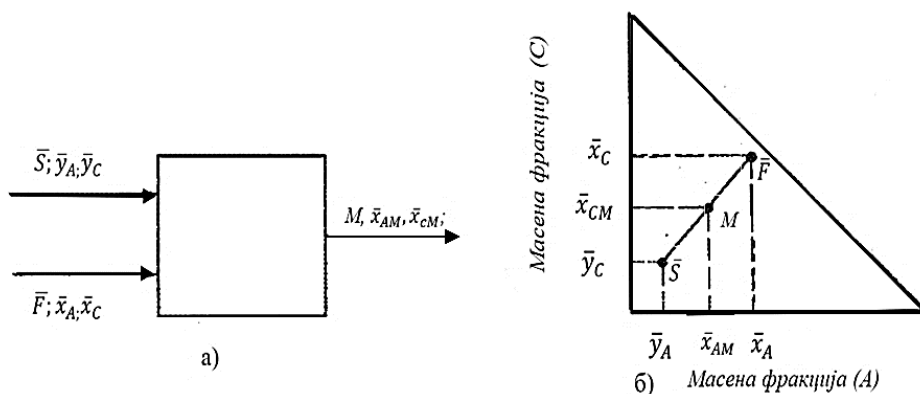
$E = ?$; $R = ?$

E: ($\bar{y}_A = 0.04$; $\bar{y}_C = 0.94$; $\bar{y}_B = 0.02$);

R: ($\bar{x}_A = 0.12$; $\bar{x}_C = 0.02$; $\bar{x}_B = 0.86$).

Обележја за екстракт се (E), или некои автори користат (V), затоа што при пресметки за пренос на маса, екстрактот е полесно испарлива компонента, пара (V). Соодветно рафинат (R) е потешка компонента, односно течност (L).

Две струи, напој F [kg] и секундарен растворувач S [kg], се мешаат на влез и се добива резултантен проток на смеса, *слика 6-9-а* со точка на мешање (M)[kg] (вкупна маса).



Слика 6-9. Екстракција во еден степен

Материјален биланс на колона за екстракција, *слика 6-9-а*:

$$\text{ОМБ : } \bar{F} + \bar{S} = M = 100 \text{ [kg]} \quad (1)$$

$$\text{КМБ - (A) : } \bar{S} \bar{y}_A + \bar{F} \bar{x}_A = M \bar{x}_{AM} = (\bar{S} + \bar{F}) \bar{x}_{AM} \quad (2)$$

$$\text{КМБ - (C) : } \bar{S} \bar{y}_C + \bar{F} \bar{x}_C = M \bar{x}_{CM} = (\bar{S} + \bar{F}) \bar{x}_{CM} \quad (3)$$

$\bar{x}_{AM}, \bar{x}_{CM}$ – масен удел на компонента (А) и (С) (соодветно) во точка на мешање (М).

Со вметнување на изразот (1) во изразите (2) и (3):

$$(1) \rightarrow (2): \bar{S} \bar{y}_A + \bar{F} x_A = (\bar{S} + \bar{F}) \bar{x}_{AM} = \bar{S} \bar{x}_{AM} + \bar{F} \bar{x}_{AM} \quad (2 - 1)$$

$$(2 - 1): \bar{S} \bar{y}_A - \bar{S} \bar{x}_{AM} = \bar{F} \bar{x}_{AM} - \bar{F} \bar{x}_A$$

$$\bar{S}(\bar{y}_A - \bar{x}_{AM}) = \bar{F}(\bar{x}_{AM} - \bar{x}_A) \quad (2 - 2)$$

$$(3): \bar{S} \bar{y}_C + \bar{F} x_C = (\bar{S} + \bar{F}) \bar{x}_{CM} = \bar{S} \bar{x}_{CM} + \bar{F} \bar{x}_{CM} \quad (3 - 1)$$

$$(3 - 1): \bar{S} \bar{y}_C - \bar{S} \bar{x}_{CM} = \bar{F} \bar{x}_{CM} - \bar{F} x_C$$

$$\bar{S}(\bar{y}_C - \bar{x}_{CM}) = \bar{F}(\bar{x}_{CM} - x_C) \quad (3 - 2)$$

$$(2 - 2): \frac{\bar{F}}{\bar{S}} = \frac{\bar{y}_A - \bar{x}_{AM}}{\bar{x}_{AM} - \bar{x}_A}; \quad (3 - 2): \frac{\bar{F}}{\bar{S}} = \frac{\bar{y}_C - \bar{x}_{CM}}{\bar{x}_{CM} - x_C};$$

Според правилото на лост, *слика 6-9-б*:

$$\frac{\bar{F}(kg)}{\bar{S}(kg)} = \frac{\overline{SM}}{\overline{FM}} \quad (4)$$

Според изразот (4) точките (F), (M) и (S) мора да лежат на права линија. Од услов на задачата:

$$(\bar{S}) : (\bar{y}_A = 0.04; \bar{y}_C = 0.94; \bar{y}_B = 0.02);$$

$$(\bar{F}) : (\bar{x}_A = 0.12; \bar{x}_C = 0.02; \bar{x}_B = 0.86)$$

$$\bar{x}_{AM} = 0.1$$

Со замена на овие вредности во изразите (1) и (2):

$$(1): \bar{S} + \bar{F} = 100 [kg] = M$$

$$(2): 0.04\bar{S} + 0.12\bar{F} = 0.1 * 100$$

Со решавање на системот (1) - (2) се добиваат вредности за количините напој и секундарен растворувач:

$$\bar{F} = 75 [kg]; \quad \bar{S} = 25 [kg]$$

Или алтернативно, се користи правило на лост, и се мерат растојанијата на *сликата 6-9-б*:

$$\overline{SM} = 4.2 [cm] \text{ и } \overline{SF} = 5.8 [cm]$$

Правило на лост:

$$\frac{\bar{F}[kg]}{\bar{S}[kg]} = \frac{\bar{SM}}{\bar{FM}} \quad (6-3) ;$$

$$\frac{\bar{F}[kg]}{\bar{M}[kg]} = \frac{\bar{SM}}{\bar{SF}} \quad (6 - 3 - 1);$$

$$\frac{\bar{S}[kg]}{\bar{M}[kg]} = \frac{\bar{FM}}{\bar{SF}} \quad (6 - 3 - 2)$$

Со користење на изразите од правилото на лост, изборот на величини се прави во зависност од дадениот услов и потребните барани величини. За овој случај е:

$$\frac{\bar{F}[kg]}{\bar{M}[kg]} = \frac{\bar{SM}}{\bar{SF}} \quad (5)$$

$$(5): \frac{\bar{F}[kg]}{100} = \frac{4.2}{5.8}$$

$$\bar{F} = 72.5 [kg];$$

$$(1): \bar{S} + 72.5 = 100 [kg]$$

$$\bar{S} = 27.5 [kg]$$

5. Основна смеса од 100 kg е составена од 40 mol% ацетон, 60 mol% вода и се екстрахира со трихлороетан, кој претходно има 15 mol% ацетон.

Одреди:

а) Положба на бинодална крива во фазен дијаграм за систем: ацетон-вода - трихлороетан, претставен со рамностран триаголен дијаграм.

б) Минимална и максимална количина растворувач.

в) Потребна количина растворувач, ако рафинатот содржи 4.82 mol% ацетон.

г) Количина и состав на добиен рафинат и екстракт.

д) Процес на екстракција во триаголен дијаграм.

Податоци за фазна рамнотежа за систем вода- ацетон - трихлороетан се:

Табела 6-2. Рамнотежни податоци за систем:
вода - ацетон - хлоробензен [mol%]

Рафинатна фаза $x_{R(1-8)}$ [mol%]			Органска фаза $y_{E(1-8)}$ [mol%]			
Трихлоретан (B)	Ацетон (C)	Вода (A)	Трихлоретан (B)	Ацетон (C)	Вода (A)	
1	0.07	1.9	97.99	80.18	17.72	2
2	0.10	4.8	95.08	59.01	35.96	5
3	0.12	6.8	93.03	49.17	44.00	6
4	0.17	10.36	89.47	35.99	53.78	10.2
5	0.29	14.98	84.73	25.04	58.34	16.6
6	0.78	21.98	77.24	14.56	56.96	28.4
7	1.50	27.38	71.12	80.18	17.72	2

$$m_o = \bar{F} = 100[kg]; \quad x_{Co} = 40[mol\%] = 0.4; \quad x_{Ao} = 60[mol\%] = 0.6;$$

$$y_{Co} = 15[mol\%] = 0.15 \rightarrow y_{Bo} = 85[mol\%] = 0.85;$$

б.) $S_{min} = ?; S_{max} = ?$

в.) $m_A = ?; x_A = 4.82;$

г.) $x_{A1} = ?; x_{B1} = ?; x_{C1} = ? \rightarrow y_{A1} = ?; y_{B1} = ?; y_{C1} = ?$

а) Цртање на бинодална крива, детално е објаснето во примерот 3. Се цртаат парови конодни точки од рафинатна и екстрактна фаза, според рамнотежни податоци, *табела 6-2*. Се конструираат спојни линии од секој пар конодни точки. Линијата што ги поврзува сите конодни точки е бинодалната крива, *слика 6-10*. Критичната точка (К) не е прикажана на *сликата 6-10*, затоа што не е познат составот на точката, односно не е дефинирана точната нејзина позиција на бинодалната крива.

б) Минимална и максимална количина растворувач се определува од триаголен дијаграм, *слика 6-10*. Минимална количина растворувач се определува со позиционирање на точката на мешање (M_{min}), а максимална количина растворувач се определува со позиционирање на точката на мешање (M_{max}). Двете точки (M_{min}, M_{max}) лежат на бинодалната крива. Позиционирање на точките започнува од точката на напој (F): ($x_{Ao-вода} = 0.6; x_{Co-ацетон} = 0.4;$) што лежи на страната (AC)-бинарна смеса. На страната (BC) се определува точка од

секундарен растворувач (S): ($y_{Ao-вода} = 0.85$; $y_{Bo-трихлоретан} = 0.15$); Двете точки (F) и (S) се спојуваат со права линија (FS). Пресечната точка на (FS)-линијата со бинодалната крива од страна на рафинатна фаза е (M_{min}), а од екстрактна фаза е (M_{max}). Пресметките се прават со користење на правилото на лост.

Измерени должини на потребните растојанија, *слика 6-10* се:

$$\overline{FM_{min}} = 4 [mm]; \quad \overline{FS} = 91.5 [mm]; \quad \overline{FM_{max}} = 91.5 [mm];$$

$$\overline{SM_{max}} = 2 [mm].$$

Спопред правилото на лост, за определување минимална количина растворувач:

$$\frac{\overline{FM_{min}}}{\overline{M_{min}S}} = \frac{\overline{M_{min}}}{\overline{F}} \quad (1);$$

$$(1): \overline{M_{min}} = \overline{F} \frac{\overline{FM_{min}}}{\overline{SM_{min}}} = 100 * \frac{4}{91.5 - 4} = 4.57 [kg]$$

Спопред правилото на лост за определување максимална количина растворувач:

$$\frac{\overline{FM_{max}}}{\overline{SM_{max}}} = \frac{\overline{M_{max}}}{\overline{F}} \quad (1 - 1);$$

$$(1 - 1): \overline{M_{max}} = \overline{F} \frac{\overline{FM_{max}}}{\overline{SM_{max}}} = 100 * \frac{2}{91.5 - 2} = 4.47 [kg]$$

в) Потребна количина растворувач со 4.82 mol% ацетон во рафинат се определува од триаголен дијаграм, *слика 6-10*, со користење закон за рамнотежа и правилото на лост. Точката (R) со состав на ацетон во рафинатната фаза 4.82 mol%, мора да лежи на бинодалната крива. Спојната линија што минува низ дадената точка (R) во рафинатен дел на бинодалната крива завршува во фиксна точка (E) која се наоѓа во екстрактен дел на кривата. Спојната линија (RE) ја сече правата линија (FS) во точката на мешање (M). Измерените потребни растојанија се:

$$\overline{MS} = 45.5 [mm]; \quad \overline{FM} = (91.5 - 45.5) [mm];$$

Правило на лост за минимална количина растворувач:

$$\frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = \frac{\overline{S}}{\overline{F}} \quad (2)$$

$$(2): \bar{S} = \bar{F} * \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = 100 * \frac{91.5 - 45.5}{45.5} = 101.1[kg]$$

$$ОМБ: \bar{E} = \bar{F} + \bar{S} - \bar{R} = 100 + 101.1 - 55 = 146.1[kg]$$

г) Состав на добиен рафинат (R) и екстракт (E) отчитан од дијаграм, *слика 6-10*:

$$R: x_{AR} = 0.951 = 95.1[\% mol];$$

$$x_{BR} = 0.001 = 0.1[\% mol];$$

$$x_{CR} = 0.048 = 4.8[\% mol];$$

$$E: y_{AE} = 0.0503 = 5.03[\% mol];$$

$$y_{BE} = 0.59 = 59[\% mol];$$

$$y_{CE} = 0.359 = 35.9[\% mol]$$

Количина на добиен рафинат (R) и екстракт (E):

$$ОМБ: \bar{F} + \bar{S} = \bar{E} + \bar{R} = 100 + 101.1 = 201.1[kg]$$

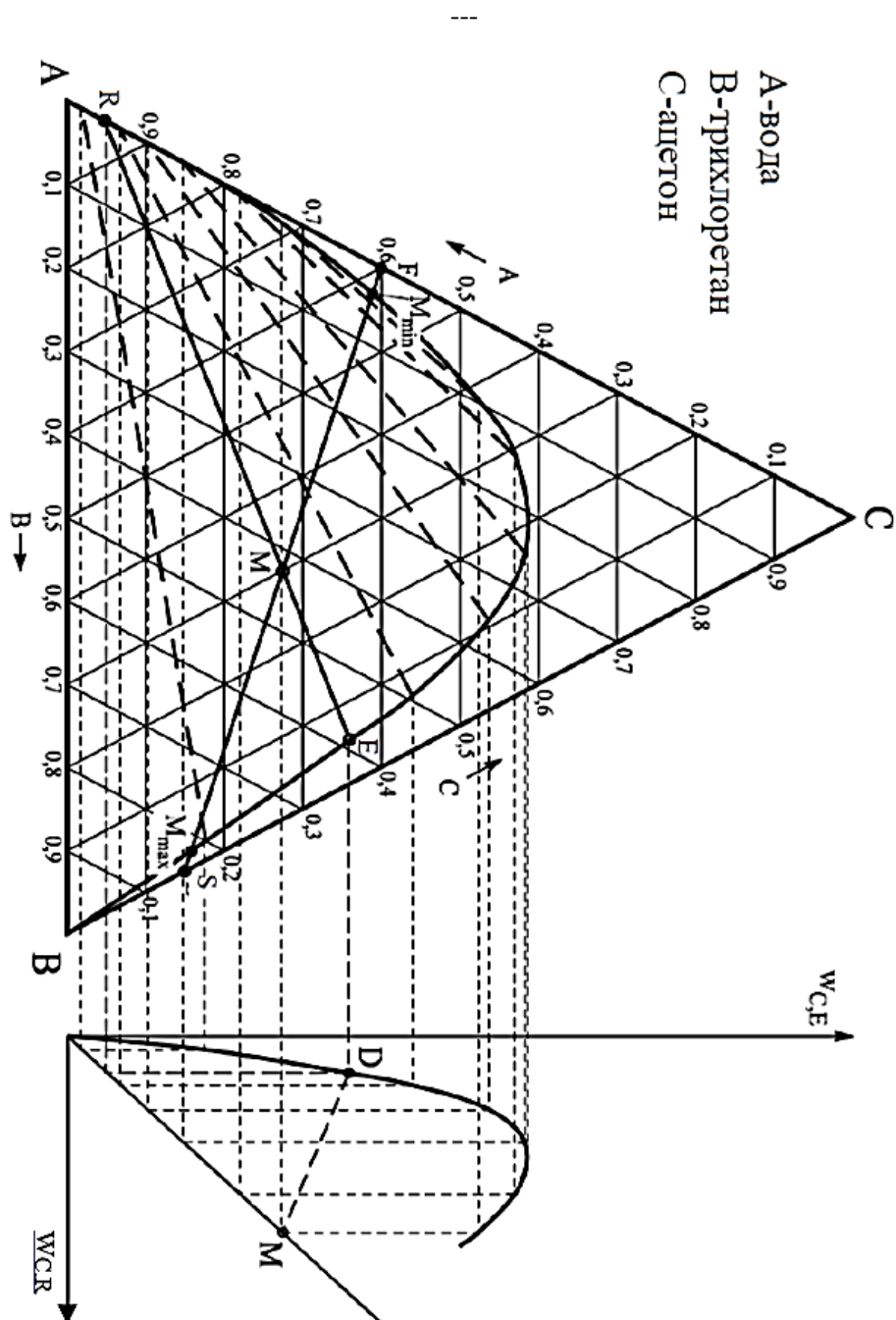
Правило на лост, *слика 6-10* за минимална количина на растворувач:

$$\frac{\overline{RM}}{\overline{ME}} = \frac{\bar{E}}{\bar{R}} \quad (3)$$

$$\overline{RE} = 95[mm]; \quad \overline{ME} = 26[mm]$$

$$(3): \bar{R} = \frac{201.1}{\frac{95 - 26}{26} + 1}$$

$$\bar{R} = 55[kg]$$



Слика 6-10. Триголен Nerstov-дијаграм за системот: вода – ацетон – хлоробензен [mol%]

6.2. Повеќестепена екстракција со вкрстен тек

При течно-течна екстракција со метод на вкрстен тек, напојот (F) влегува на првиот под од екстракциона колона, и е во контакт со секундарен растворувач за екстракција (S) - обично чист (100%). Екстракцијата тече со формирање на рафинат (R) и екстракт (E). Екстрактот ја напушта колоната, додека рафинатот влегува на следниот под и повторно е во контакт со свеж секундарен растворувач. Постапката се повторува до последниот под. Во секој единечен чекор на екстракција се постигнува рамнотежа меѓу рафинатот и екстрактот.

6. Количина од 2.000 kg/h смеса со 45 mas% оцетна киселина и вода се екстрахира во повеќестепена екстракција со вкрстен тек на температура 20°C. Концентрацијата на екстрахирана оцетна киселина на крај од процесот треба да е 10 mas%, а употребениот секундарен растворувач изопропил етер е чист без оцетна киселина.

Да се одреди:

а) Минимална количина растворувач потребен за прв чекор на екстракција.

б) Потребен број теоретски подови во триаголен дијаграм, во случај кога соодносот секундарен на примарен растворувач, (\bar{S}): $\bar{F}_S = 1$, односно количината чист растворувач е еднаква на количината на смеса која се обработува. Во секој чекор на екстракција се додава иста количина на чист растворувач (\bar{S}).

Податоци за фазна рамнотежа за системот: вода – ацетон - изопропилетер дадени се табеларно:

Табела 6-3. Рамнотежни податоци за систем: оцетна киселина – вода - изопропилетер [wt%] е:

Рафинатна фаза, $\bar{x}_R(1-8)$			Екстрактна фаза, $\bar{y}_E(1-8)$			
	Оцетна киселина (C)	Вода (A)	Изопропилетер (B)	Оцетна киселина (C)	Вода (A)	Изопропилетер (B)
1	0.007	0.981	0.012	0.002	0.005	0.993
2	0.014	0.971	0.015	0.004	0.007	0.989
3	0.029	0.955	0.016	0.008	0.008	0.984
4	0.064	0.917	0.019	0.019	0.010	0.971
5	0.133	0.844	0.023	0.048	0.019	0.933
6	0.255	0.711	0.034	0.114	0.039	0.874
7	0.367	0.589	0.044	0.216	0.069	0.715
8	0.443	0.451	0.106	0.311	0.180	0.581
9	0.464	0.371	0.165	0.362	0.151	0.487

$$\bar{x}_{FC} = 45[\%wt] = 0.45; \quad \bar{x}_{RC_n} = 10[\%wt] = 0.45; \quad \bar{F} = 2000 \left[\frac{kg}{h} \right];$$

$$T = 20[^\circ C];$$

a.) $\bar{S}_{min-1} = ?;$

b.) $N_T = ?; \quad \bar{L} : \bar{F}_S = 1 \quad \bar{S}_1 = \bar{S}_2 = \dots \bar{S}_n;$

a) Потребна минимална количина растворувач (S_{min}) за екстракција во прв чекор графички е претставена со точката (M_{min}), *слика 6-11*. Конструкција на графикон:

Се црта бинодална крива од рамнотежните податоци од *табелата 6-3* и се конструираат конноди - спојни линии. На страната (AC) од бинарниот систем: вода-оцетна киселина се нанесува напојната точка (F) за $\bar{x}_{1B} = 0.45$ -услов, *слика 6-11*. Напојната точка (F) се поврзува преку линијата (FB) со темето (B) - чист (100%) секундарен растворувач (S). За определување на минималната количина растворувач, потребно е да се определи позицијата на точката на мешање (M_{min}) што лежи на (FB) линијата во рафинатниот дел од бинодалната крива (лева страна на кривата). Точката на мешање (M_{min}) е пресечна точка на бинодалната крива со (FB) линијата. Од законот за рамнотежа, односно правилото на лост, според *сликата 6-11*, се пресметува потребната маса на минимална количина растворувач:

$$\frac{\overline{S}_{min}}{\overline{F}} = \frac{\overline{FM}_{min}}{\overline{BM}_{min}} = \frac{\overline{M}_{min}}{\overline{F}} \quad (1) ;$$

$$(1): \frac{\overline{M}_{min}}{2000} = \frac{\overline{FM}_{min}}{\overline{M}_{min}B} \quad (1 - 1)$$

Измерени димензии од *сликата 6-11* се:

$$\overline{FM}_{min} = 0.035[mm]; \quad \overline{M}_{min}B = 0.415[mm];$$

$$(1 - 1): \overline{M}_{min} = \overline{S}_{min} = 2000 \frac{\overline{FM}_{min}}{\overline{M}_{min}B} = 2000 * \frac{0.035}{0.415} = 168.6[kg]$$

Појаснување: Во темето (B) на триаголниот дијаграм составот на чист секундарен растворувач (S) е (100%), односно при бележење (S=B).

б) Потребениот број теоретски подови (степен на екстракција) се определува со користење на теоријата за начин на екстракција со вкрстен тек, објаснето во воведот. Според теоријата, во секој единечен чекор на екстракција се постигнува рамнотежа меѓу рафинатот и екстрактот. Рафинатот се пренесува во секој нареден под каде што се меша со чистиот секундарен растворувач (S).

Составот се одредува од триаголниот дијаграм, *слика 6-11*. Првата точка на мешање (M_1) мора да лежи на линијата (FB) од чист секундарен расворувач (S=B) и напојна смеса (F). Позицијата на точката на мешање (M_1) се добива аналитички од билансни изрази за прв степен на екстаркција (прв под):

$$OMB: \quad \overline{S} + \overline{F} = \overline{R}_1 + \overline{E}_1 = \overline{M}_1 \quad (2)$$

$$KMB - C: \quad \overline{S}_o \overline{y}_{Co} + \overline{F} \overline{x}_{CF} = \overline{R}_1 \overline{x}_{C1} + \overline{E}_1 \overline{y}_{C1} = \overline{M}_1 \overline{x}_{CM_1} \quad (3)$$

Од услов:

$$\overline{S} : \overline{F}_S = 1 \quad (4)$$

$$\overline{F}_S = F (1 - \overline{x}_{1C}) = 2000(1 - 0.45) = 1100[kg] = \overline{S} \quad (5)$$

Со вметнување на изразите (5) и (4) во билансните изрази (1) и (2), се добива:

$$(1): \overline{M}_1 = 2000 + 1100 = 3100[kg]$$

$$(2): 2000 * 0.45 + 1100 * 0 = 3100 \overline{x}_{CM_1}$$

$$\overline{x}_{CM_1} = \frac{900}{3100} = 0.29$$

Определување на точката на мешање (\overline{M}_1), може да се најде и со правило на лост:

$$\frac{m_{M_1}}{\overline{BF}} = \frac{m_F}{\overline{BM}_1} = \frac{m_B}{\overline{FM}_1} \quad (6)$$

$$m_{M_1} = \overline{M}_1 [kg]; \quad m_F = \overline{F} [kg];$$

$$m_B = \overline{B} [kg] = \overline{S} [kg];$$

Графички положбата на (M_1) се добива кога на страната (BC) се позиционира точка (M_1') со координата ($x_{CM_1} = 0.29$). Од точката (M_1') паралелно на претходната страна (AB) се повлекува правата ($M_1 - M_1'$), со сина боја, до пресек со правата (FB).

Измерени растојанија:

$$\overline{BF} = 173 [mm]; \quad \overline{BM}_1 = ?$$

$$\frac{\overline{S}}{\overline{F}} = \frac{1100}{2000} = 0.55 \quad \rightarrow \quad \overline{S} = 0.55 \overline{F} \quad \rightarrow \quad B = 0.55F \quad (7)$$

Според изразот (6), правило на лост:

$$\frac{\frac{m_B}{\overline{FM}_1}}{\frac{m_F}{\overline{BM}_1}} = 0.55 \quad (8)$$

$$(8): \frac{\overline{BM}_1 m_B}{\overline{FM}_1 m_F} = 0.55 \quad (8')$$

$$(8'): \frac{m_B}{m_F} = 0.55 \frac{\overline{FM}_1}{\overline{BM}_1} \quad (8'')$$

$$\overline{BM}_1 + \overline{FM}_1 = \overline{BF} = 173 [mm] \quad (8''')$$

Со комбинација на изразите (8'') и (8''')

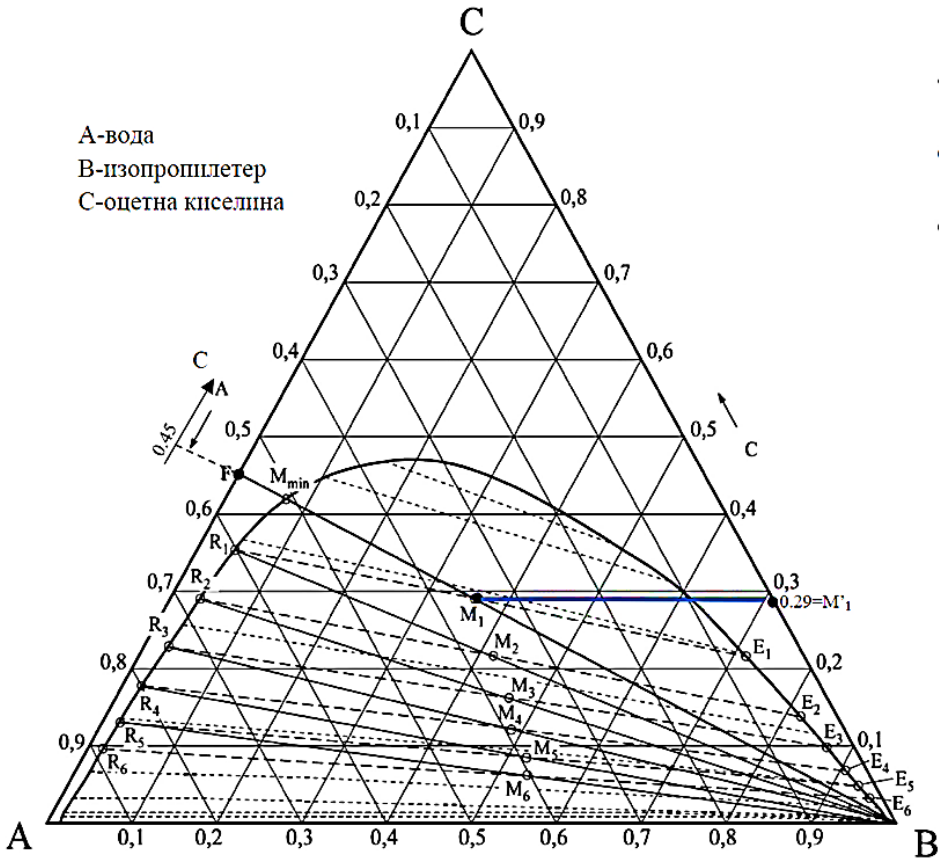
$$(8'''): \overline{BM}_1 + 0.55 \overline{BM}_1 = 173 [mm]$$

$$1.55 \overline{BM}_1 = 173 [mm]$$

$$\overline{BM}_1 = 111.6 [mm]$$

Количина во точката на мешање (M_1):

$$\overline{M}_1 = \overline{F} + \overline{S} = 2000 + 1100 = 3100 [kg]$$



Слика 6-11. Триголен дијаграм за системот: вода - оцетна киселина - изопропилетер [mol%]

По позиционирање на точката на мешање (M_1) слика 6-11, низ неа се конструира спојна линија ($R_1 - E_1$). Методите за конструкција на спојната линија се веќе објаснети во претходните примери. Отчитаните вредности за екстракт (E_1) и рафинат (R_1) се:

$$\overline{x}_{C1} = 0.355 ; \quad \overline{y}_{C1} = 0.21$$

Пресметаната количина на добиениот екстракт (E_1) и рафинатот (R_1) од билансните изрази се:

$$\frac{\overline{R}_1}{\overline{M}_1} = \frac{\overline{x}_{CM_1} - \overline{y}_{C1}}{\overline{x}_{C1} - \overline{y}_{C1}} \quad (9)$$

$$(9): \overline{R_1} = M_1 \frac{\overline{x_{CM_1}} - \overline{y_{C1}}}{\overline{x_{C1}} - \overline{y_{C1}}} = 3100 \frac{(0.29 - 0.21)}{(0.355 - 0.21)} = 1710.3 [kg/h]$$

$$(10): \overline{E_1} = \overline{M_1} - \overline{R_1} = 3100 - 1700.3 = 1399.7 [kg/h]$$

2. степен:

Протокот на секундарен растворувач, изопропил етер, во вториот степен е повторно 1100 kg/h. Од таа причина, пресметките се слични со тие на првиот степен:

$$\frac{\overline{S}}{\overline{R_1}} = \frac{\overline{R_1 M_1}}{\overline{B M_2}} = \frac{1100}{1710.3} = 0.643 \quad (7 - 1)$$

Според изразот (6), правило на лост:

$$\frac{\frac{\overline{m_B}}{\overline{R_1 M_2}}}{\frac{\overline{m_{R_1}}}{\overline{B M_2}}} = 0.643 \quad \rightarrow \quad \frac{\overline{B M_2} \overline{m_B}}{\overline{R_1 M_2} \overline{m_{R_1}}} = 0.643 \quad \rightarrow$$

$$\frac{\overline{m_B}}{\overline{m_{R_1}}} = 0.643 \frac{\overline{R_1 M_2}}{\overline{B M_2}} \quad (8 - 1)$$

Според изразот (8-1):

$$\overline{B M_2} + \overline{R_1 M_2} = \overline{B R_1} = 167 [mm]$$

$$\overline{B M_2} + 0.643 \overline{B M_2} = 167 [mm]$$

$$0.643 \overline{B M_2} = 167 [mm]$$

$$\overline{B M_2} = 101.6 [mm]$$

Количина во точката на мешање (M_2) е:

$$\overline{M_2} = \overline{R_1} + \overline{S} = 1701.3 + 1100 = 2801.3 [kg]$$

По позиционирање на точката на мешање (M_2), *слика 6-11*, низ неа се конструира спојна линија ($R_2 - E_2$). Отчитаните вредности за екстракт (E_2) и рафинат (R_2) се:

$$\overline{x_{C2}} = 0.29; \quad \overline{y_{C2}} = 0.14; \quad \overline{x_{VM_2}} = 0.29$$

Пресметната количина на добиениот екстракт (E_2) и рафинатот (R_2) се:

$$\frac{\overline{R_2}}{\overline{M_1}} = \frac{\overline{x_{CM_2}} - \overline{y_{C2}}}{\overline{x_{C2}} - \overline{y_{C2}}} \quad (9 - 1)$$

$$(9 - 1): \overline{R_2} = M_2 \frac{\overline{x_{CM_2}} - \overline{y_{C2}}}{\overline{x_{C2}} - \overline{y_{C2}}} = 2810.3 \frac{(0.215 - 0.14)}{(0.29 - 0.14)} = 1405.15 [kg/h]$$

$$(10 - 1): \overline{E_2} = \overline{M_2} - \overline{R_2} = 2810.3 - 1405.15 = 2505.15 [kg/h]$$

3. степен

Проток на секундарен растворувач, изопропил етер, во третиот степен е повторно 1100 kg/h. Пресметките се слични со вториот степен:

$$\frac{\overline{S}}{\overline{R_2}} = \frac{\overline{R_2 M_3}}{\overline{B M_3}} = \frac{1100}{1405.15} = 0.783 \quad (7 - 2)$$

Според изразот (6), правило на лост:

$$\frac{\frac{\overline{m_B}}{\overline{R_2 M_3}}}{\frac{\overline{m_{R_2}}}{\overline{B M_2}}} = 0.783 \quad \rightarrow \quad \frac{\overline{B M_2} m_B}{\overline{R_2 M_3} m_{R_2}} = 0.783 \quad \rightarrow \quad \frac{m_B}{m_{R_2}} = 0.783 \frac{\overline{R_2 M_3}}{\overline{B M_3}} \quad (8 - 2)$$

$$\overline{B M_3} + \overline{R_2 M_3} = \overline{B R_2} = 171 [mm]$$

Според изразот (8-2):

$$\overline{B M_3} + 0.783 \overline{B M_3} = 171 [mm]$$

$$0.783 \overline{B M_3} = 171 [mm]$$

$$\overline{B M_3} = 95.9 [mm]$$

Количината во точката на мешање (M_3) е:

$$\overline{M_3} = \overline{R_2} + \overline{S} = 1405.15 + 1100 = 2505.15 [kg]$$

По позиционирање на точката на мешање (M_3), *слика 6-11*, низ неа се конструира спојната линија ($R_3 - E_3$). Отчитаните вредности за екстракт (E_3) и рафинат (R_3) се:

$$\overline{x_{C3}} = 0.225; \quad \overline{y_{C3}} = 0.097; \quad \overline{x_{CM_3}} = 0.16$$

Пресметаната количина на добиениот екстракт (E_3) и рафинатот (R_3) се:

$$\frac{\overline{R_3}}{\overline{M_3}} = \frac{\overline{x_{CM_3}} - \overline{y_{C3}}}{\overline{x_{C3}} - \overline{y_{C3}}} \quad (9 - 2)$$

$$(9 - 2): \overline{R_3} = \overline{M_3} \frac{\overline{x_{CM_3}} - \overline{y_{C3}}}{\overline{x_{C3}} - \overline{y_{C3}}} = 2505.15 \frac{(0.16 - 0.097)}{(0.225 - 0.097)} = 1233 [kg/h]$$

$$(10 - 2): \overline{E_3} = \overline{M_3} - \overline{R_3} = 2505.15 - 1233 = 1272.15 [kg/h]$$

4. степен

Протокот на секундарен растворувач, изопропил етер, во четвртиот степен е повторно 1100 kg/h. Пресметките се слични со третиот степен:

$$\frac{\overline{S}}{\overline{R_3}} = \frac{\overline{R_3 M_4}}{\overline{B M_4}} = \frac{1100}{1233} = 0.892 \quad (7 - 3)$$

Според правилото на лост:

$$\frac{\frac{\overline{m_B}}{\overline{R_3 M_4}}}{\frac{\overline{m_{R_3}}}{\overline{B M_3}}} = 0.892 \quad \rightarrow \quad \frac{\overline{B M_3 m_B}}{\overline{R_3 M_4 m_{R_3}}} = 0.892 \quad \rightarrow \quad \frac{\overline{m_B}}{\overline{m_{R_3}}} = 0.892 \frac{\overline{R_3 M_4}}{\overline{B M_4}} \quad (8 - 3)$$

$$\overline{B M_4} + \overline{R_3 M_4} = \overline{B R_3} = 175 [mm]$$

Според изразот (8-3):

$$\overline{B M_4} + 0.892 \overline{B M_4} = 175 [mm]$$

$$0.892 \overline{B M_4} = 175 [mm]$$

$$\overline{B M_4} = 92.5 [mm]$$

Количината во точката на мешање (M_4) е:

$$\overline{M_4} = \overline{R_3} + \overline{S} = 1233 + 1100 = 2333 [kg/h]$$

По позиционирање на точката на мешање (M_4), *слика 6-11*, низ неа се конструира спојна линија ($R_4 - E_4$). Отчитаните вредности за екстракт (E_4) и рафинат (R_4) се:

$$\overline{x_{C4}} = 0.173; \quad \overline{y_{C4}} = 0.07; \quad \overline{x_{CM_4}} = 0.117$$

Пресметаната количина на добиениот екстракт (E_4) и рафинатот (R_4) се:

$$\frac{\overline{R_4}}{\overline{M_4}} = \frac{\overline{x_{CM_4}} - \overline{y_{C4}}}{\overline{x_{C4}} - \overline{y_{C4}}} \quad (9 - 3)$$

$$(9 - 3): \overline{R_4} = \overline{M_4} \frac{\overline{x_{CM_4}} - \overline{y_{C4}}}{\overline{x_{C4}} - \overline{y_{C4}}} = 2333 \frac{(0.117 - 0.07)}{(0.173 - 0.07)} = 1064.6 [kg/h]$$

$$(10 - 3): \overline{E_4} = \overline{M_4} - \overline{R_4} = 2333 - 1064.6 = 1268.4 [kg/h]$$

5. степен

Проток на секундарен растворувач, изопропил етер, во петтиот степен е повторно 1100 kg/h. Пресметките се слични со четвртиот степен:

$$\frac{\overline{S}}{\overline{R_4}} = \frac{\overline{R_4 M_5}}{\overline{B M_5}} = \frac{1100}{1064.6} = 1.03 \quad (7 - 4)$$

Според правилото на лост:

$$\frac{\frac{\overline{m_B}}{\overline{R_4 M_5}}}{\frac{\overline{m_{R_4}}}{\overline{B M_4}}} = 1.033 \quad \rightarrow \quad \frac{\overline{B M_4} \overline{m_B}}{\overline{R_4 M_5} \overline{m_{R_4}}} = 1.033 \quad \rightarrow \quad \frac{\overline{m_B}}{\overline{m_{R_4}}} = 1.033 \frac{\overline{R_4 M_5}}{\overline{B M_5}} \quad (8 - 4)$$

$$\overline{B M_5} + \overline{R_4 M_5} = \overline{B R_5} = 180 [mm]$$

Според изразот (8-4):

$$\overline{B M_5} + 1.033 \overline{B M_5} = 180 [mm]$$

$$1.033 \overline{B M_5} = 180 [mm]$$

$$\overline{B M_5} = 88.54 [mm]$$

Количината во точката на мешање (M_5) е:

$$\overline{M_5} = \overline{R_4} + \overline{S} = 1064.6 + 1100 = 2164.6 [kg/h]$$

По позиционирање на точката на мешање (M_5), *слика 6-11*, низ неа се конструира спојната линија ($R_5 - E_5$). Отчитаните вредности за екстракт (E_5) и рафинат (R_5) се:

$$\overline{x_{C5}} = 0.128; \quad \overline{y_{C5}} = 0.045; \quad \overline{x_{CM_5}} = 0.084$$

Пресметаните количини на добиениот екстракт (E_5) и рафина (R_5) се:

$$\frac{\overline{R_5}}{\overline{M_5}} = \frac{\overline{x_{CM_5}} - \overline{y_{C5}}}{\overline{x_{C5}} - \overline{y_{C5}}} \quad (9 - 4)$$

$$(9 - 4): \overline{R}_5 = \overline{M}_5 \frac{\overline{x_{CM5}} - \overline{y_{C5}}}{\overline{x_{C5}} - \overline{y_{C5}}} = 2164.6 \frac{(0.084 - 0.045)}{(0.128 - 0.045)} = 1017.5 [kg/h]$$

$$(10 - 4): \overline{E}_5 = \overline{M}_5 - \overline{R}_5 = 2164.6 - 1017.5 = 1147.5 [kg/h]$$

6. степен

Протокот на секундарен растворувач, изопропил етер, во шестиот степен е повторно 1100 kg/h. Пресметките се слични со петтиот степен:

$$\frac{\overline{S}}{\overline{R}_5} = \frac{\overline{R}_5 \overline{M}_6}{\overline{B} \overline{M}_6} = \frac{1100}{1017.1} = 1.082 \quad (7 - 5)$$

Според правилото на лост:

$$\frac{\frac{\overline{m_B}}{\overline{R}_4 \overline{M}_5}}{\frac{\overline{m_{R5}}}{\overline{B} \overline{M}_5}} = 1.082 \rightarrow \frac{\overline{B} \overline{M}_5 \overline{m_B}}{\overline{R}_5 \overline{M}_6 \overline{m_{R5}}} = 1.082 \rightarrow \frac{\overline{m_B}}{\overline{m_{R5}}} = 1.082 \frac{\overline{R}_5 \overline{M}_6}{\overline{B} \overline{M}_6} \quad (8 - 5)$$

$$\overline{B} \overline{M}_6 + \overline{R}_5 \overline{M}_6 = \overline{B} \overline{R}_6 = 183 [mm]$$

Според изразот (8-5) е:

$$\overline{B} \overline{M}_6 + 1.082 \overline{B} \overline{M}_6 = 183 [mm]$$

$$1.082 \overline{B} \overline{M}_6 = 183 [mm]$$

$$\overline{B} \overline{M}_6 = 87.9 [mm]$$

Количината во точката на мешање (M_6) е:

$$\overline{M}_6 = \overline{R}_5 + \overline{S} = 1017.1 + 1100 = 2117.1 [kg/h]$$

По позиционирање на точката на мешање (M_6), *слика 6-11*, низ неа се конструира спојна линија ($R_6 - E_6$). Отчитаните вредности за екстракт (E_5) и рафинат (R_5) се:

$$\overline{x_{C6}} = 0.094; \quad \overline{y_{C6}} = 0.033; \quad \overline{x_{CM6}} = 0.06$$

Пресметана количина на добиениот екстракт (E_6) и рафинатот (R_6) се:

$$\frac{\overline{R}_6}{\overline{M}_6} = \frac{\overline{x_{CM6}} - \overline{y_{C6}}}{\overline{x_{C6}} - \overline{y_{C6}}} \quad (9 - 5)$$

$$(9 - 5): \overline{R}_6 = \overline{M}_6 \frac{\overline{x_{CM6}} - \overline{y_{C6}}}{\overline{x_{C6}} - \overline{y_{C6}}} = 2117.1 \frac{(0.06 - 0.033)}{(0.094 - 0.033)} = 937.1 [kg/h]$$

$$(10 - 5): \bar{E}_6 = \bar{M}_6 - \bar{R}_6 = 2117.1 - 937.1 = 1180 [kg/h]$$

Концентрацијата на рафинатот во 6-тиот степен е помала од потребната концентрација, затоа може да се прекине екстракцијата. Потребен број степени (подови за екстракција) е 6.

$$N_T = 6$$

6.2. Противнасочна екстракција

7. Смесата на оцетна киселина (C)/вода (A), од примерот 6, се екстрахира во повеќе степени со двонасочна екстракција со изопропил етер (B) како растворувач. Концентрацијата на оцетната киселина во рафинат треба да е 10 mas%.

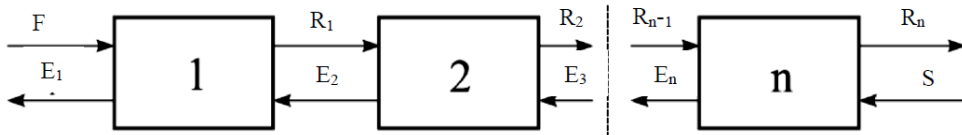
Одреди:

а) Број на теоретски подови (степени) за екстракција во триаголен дијаграм, ако ефективната количина растворувач е 2649 kg/h.

$$\bar{x}_{FC} = 45 [mas\%] = 0.45; \quad \bar{F} = 2000 \left[\frac{kg}{h} \right]; \quad T = 20 [^\circ C];$$

$$\bar{x}_{nC} = 10 [mas\%] = 0.1; \quad \bar{S} = 2649 \left[\frac{kg}{h} \right];$$

а.) $N_T = ?$



Слика -12. Противнасочна екстракциона колона

Бројот на теоретски подови во триаголен дијаграм за противнасочна екстракција се определува со користење метод развиен од Хантер и Неш. Цртањето триаголен дијаграм, односно бинодална крива, спојни линии и почетни услови е објаснето во примерот 6.

Се нанесуваат координатите на точките дадени во условот, пр. точка со краен состав на рафинат, $R_n : (\bar{x}_{nC} = 0.1)$ лежи на бинодалната крива, *слика 6-13*.

Положбата на точката на мешање (M) се определува од билансните равенки (1) и (2), со напој (F) и чист секундарен растворувач (S) прикажан со точка (B) на графиконот, *слика 6-13*. Точката на мешање (M) лежи на линијата (FB):

$$OMB: \quad \bar{F} + \bar{S} = \bar{M} = \bar{R}_n + \bar{E}_1 \quad (1)$$

$$KMB - C: \quad \bar{F} \bar{x}_{CF} + \bar{S} \bar{y}_{1C} = \bar{M} \bar{x}_{MC} = \bar{R}_n \bar{x}_{nC} + \bar{E}_1 \bar{y}_{1C} \quad (2)$$

$$(1): 2000 + 2649 = \bar{M} = 4649 [kg]$$

$$(2): 2000 * 0.45 + 2649 * 0 = 4649 \bar{x}_{MC}$$

$$\bar{x}_{MC} = 0.193$$

Се конструира права која минува низ точките (R_n) и (M) и ја сече бинодалната крива во нејзиниот екстрактен дел во точката (E₁). Составот на екстрактот на првиот под од колоната за противнасочна екстракција, односно по првиот степен на екстракција, *слика 6-12*, се координатите на точката (E₁). Линијата (R_n-E₁) не претставува спојна линија, таа е само рамнотежна линија (*слика 6-13*).

Од изразот (1) се гледа дека точката на мешање (M) мора да лежи и на спојната линијата (E₁R_n).

$$(1): \quad \bar{F} - \bar{E}_1 = \bar{M} = \bar{R}_n + \bar{S} = P \quad (1 - 1)$$

Со преуредување на изразот (1-1):

$$(1 - 1): \quad \bar{F} = P + \bar{E}_1 \quad (3)$$

$$(1 - 1): \quad \bar{R}_n = P + \bar{S} \quad (3 - 1)$$

На триаголниот дијаграм, *слика 6-13*, секундарниот растворувач (S) е претставен со темето (B), односно (S=B).

Според изразот (3) и (3-1) и користењето на правилото за мешање (правило на лост) следува: со продолжување на правите (E₁F) и (RB), тие мора да се сечат во точката (P) наречена пол. Полот (P) има негативен состав на активната (растворена) компонента, но тоа има само геометриско значање.

Количината на екстрактот и рафинатот за секој степен на екстракција се пресметува од билансните изрази (1-1) и (2), напишани соодветно за дадениот под од екстракционата колона од *сликата 6-12*. Пресметките се дадени во продолжение на задачата.

Графичкото определување на бројот на подови за екстракција се прави со повлекување на две помошни линии, а нивниот пресек е позицијата на полот (P). Горната помошна линија минува низ точките (F) и (E₁), а долната помошна линија минува низ (R_n) и (B), а нивната пресечна точка е полот (P). Од кривата на распределба за оцетна киселина конструирана од рамнотежните податоци за оцетна киселина во рафинатна и екстрактна фаза во (x,y) - дијаграм се отчитува (R₁) за познато (E₁). Цртањето продолжува со повлекување права што минува низ точките (R₁) и полот (P). Пресекот на оваа линија со бинодалната крива ја позиционира точката (E₂). Постапката се повторува се додека не се дојде до дадениот сакан краен состав на распределената компонента – оцетна киселина (C). Сите линии што го спојуваат екстрактот со рафинатот од претходниот степен минуваат низ полот (P). Бројот на степени на екстракција се определува со броене на подовите, *слика 6-13*. Бројот на подови се:

$$N_T = 6.5$$

За пресметување на количината (E_i) и (R_i), ако (i=1...n) концентрациите се одредуваат со мерење на соодветните должини во триаголниот дијаграм, *слика 6-13*, и користење на правилото на лост или аналитички од отчитаниот состав. Добиени масни удели се:

Табела 6-4. Отчитан удел на оцетна киселина во екстракт, односно рафинат на различни подови од колона

Под бр:	1	2	3	4	5	6	7
x_{ic}	0.383	0.335	0.285	0.233	0.171	0.119	0.029
y_{ic}	0.227	0.175	0.134	0.100	0.069	0.036	0.008

$$(1): \bar{F} + \bar{E}_1 = \bar{M} = \bar{R}_n + \bar{S} = P \quad (1 - 1)$$

Компонентен биланс за компонента (C):

$$(2): \bar{F} \bar{x}_{CF} + \bar{S} \bar{y}_{1C} = (\bar{M} - \bar{R}_n) \bar{y}_{1C} + \bar{R}_n \bar{x}_{nC} \quad (2 - 1); \quad \rightarrow \quad \bar{E}_1 = \bar{M} - \bar{R}_n$$

$$(2 - 1): \bar{F} \bar{x}_{CF} + \bar{S} \bar{y}_{1C} = \bar{M} \bar{y}_{1C} - \bar{R}_n \bar{y}_{1C} + \bar{R}_n \bar{x}_{1C}$$

$$\bar{F} \bar{x}_{CF} + \bar{S} \bar{y}_{1C} = \bar{M} \bar{y}_{1C} - \bar{R}_n (\bar{y}_{1C} + \bar{x}_{1C}) \quad (2 - 2)$$

$$(2-2): \bar{R}_n = \frac{\bar{F} \bar{x}_{CF} + \bar{S} \bar{y}_{1C} - M \bar{y}_{1C}}{\bar{x}_{nC} - \bar{y}_{1C}}$$

$$\bar{R}_n = \frac{2\,000 * 0.45 + 2\,649 * 0 - 4\,649 * 0.227}{0.1 - 0.227} \quad (3)$$

$$(3): \bar{R}_n = 1\,223 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(4): \bar{E}_1 = M - \bar{R}_n = 4649 - 1233 = 3426 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

1. степен:

$$(1): \bar{F} + \bar{E}_2 = \bar{R}_1 + \bar{E}_1 \quad (1-2)$$

Компонентен биланс, *слика 6-12*:

$$(5): \bar{F} \bar{x}_{CF} + \bar{E}_2 \bar{y}_{2C} = \bar{E}_1 \bar{y}_{1C} + \bar{R}_1 \bar{x}_{1C}$$

$$= \bar{E}_1 \bar{y}_{1C} + (\bar{F} + \bar{E}_2 - \bar{E}_1) \bar{x}_{1C} \quad (5-1);$$

$$(5-1): \bar{E}_2 = \frac{\bar{R}_1 (\bar{x}_{CF} - \bar{x}_{1C}) + \bar{E}_1 (\bar{x}_{1C} - \bar{y}_{1C})}{\bar{x}_{1C} - \bar{y}_{2C}}$$

$$(5-1): \bar{E}_2 = \frac{2\,000(0.45 - 0.383) + 3426(0.383 - 0.227)}{0.383 - 0.185}$$

$$(5-1): \bar{E}_2 = 3214 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(5-2): \bar{R}_1 = \bar{F} + \bar{E}_2 - \bar{E}_1 = 2000 + 3214 - 3426 = 1788 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

За сите останати степени пресметките се исти според *сликата 6-12*:

2. степен:

$$\bar{E}_3 + \bar{R}_1 = \bar{R}_2 + \bar{E}_2 \quad (6)$$

Компонентен биланс, *слика 6-12*:

$$\bar{R}_1 \bar{x}_{C1} + \bar{E}_3 \bar{y}_{C3} = \bar{E}_2 \bar{y}_{2C} + \bar{R}_2 \bar{x}_{2C} \quad (7);$$

$$(7): \bar{E}_3 = \frac{\bar{R}_1 (\bar{x}_{1C} - \bar{x}_{2C}) + \bar{E}_2 (\bar{x}_{2C} - \bar{y}_{2C})}{\bar{x}_{2C} - \bar{y}_{3C}} \quad (7-1)$$

$$(7 - 1): \bar{E}_3 = \frac{1788(0.383 - 0.335) + 3376(0.335 - 0.175)}{0.335 - 0.134}$$

$$(7 - 1): \bar{E}_3 = 3114 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(8): \bar{R}_2 = \bar{R}_1 + \bar{E}_3 - \bar{E}_2 = 1788 + 3114 - 3214 = 1688 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

3. степен:

$$\bar{E}_4 + \bar{R}_2 = \bar{R}_3 + \bar{E}_3 \quad (9)$$

Компонентен биланс, *слика 7-12*:

$$\bar{R}_2 \bar{x}_{C2} + \bar{E}_4 \bar{y}_{C4} = \bar{E}_3 \bar{y}_{3C} + \bar{R}_3 \bar{x}_{3C} \quad (10);$$

$$(10): \bar{E}_4 = \frac{\bar{R}_2 (\bar{x}_{2C} - \bar{x}_{3C}) + \bar{E}_3 (\bar{x}_{3C} - \bar{y}_{3C})}{\bar{x}_{3C} - \bar{y}_{4C}} \quad (10 - 1)$$

$$(10 - 1): \bar{E}_4 = \frac{1688(0.335 - 0.285) + 3114(0.285 - 0.134)}{0.285 - 0.100}$$

$$(10 - 1): \bar{E}_4 = 2998 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(11): \bar{R}_3 = \bar{R}_2 + \bar{E}_4 - \bar{E}_3 = 1688 + 2998 - 3114 = 1572 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

4. степен:

$$\bar{E}_5 + \bar{R}_3 = \bar{R}_4 + \bar{E}_4 \quad (12)$$

Компонентен биланс, *слика 6-12*:

$$\bar{R}_3 \bar{x}_{C3} + \bar{E}_5 \bar{y}_{C5} = \bar{E}_4 \bar{y}_{4C} + \bar{R}_4 \bar{x}_{4C} \quad (10);$$

$$(12): \bar{E}_5 = \frac{\bar{R}_3 (\bar{x}_{3C} - \bar{x}_{4C}) + \bar{E}_4 (\bar{x}_{4C} - \bar{y}_{4C})}{\bar{x}_{4C} - \bar{y}_{5C}} \quad (12 - 1)$$

$$(12 - 1): \bar{E}_5 = \frac{1572(0.285 - 0.233) + 2998(0.233 - 0.100)}{0.233 - 0.069}$$

$$(12 - 1): \bar{E}_5 = 2930 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(13): \bar{R}_4 = \bar{R}_3 + \bar{E}_5 - \bar{E}_4 = 1504 + 2930 - 2998 = 1504 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

5. степен:

$$\bar{E}_6 + \bar{R}_4 = \bar{R}_5 + \bar{E}_5 \quad (13)$$

Компонентен биланс, *слика 6-12*:

$$\bar{R}_4 \bar{x}_{C4} + \bar{E}_6 \bar{y}_{C6} = \bar{E}_5 \bar{y}_{5C} + \bar{R}_5 \bar{x}_{5C} \quad (14);$$

$$(14): \bar{E}_6 = \frac{\bar{R}_4 (\bar{x}_{4C} - \bar{x}_{5C}) + \bar{E}_5 (\bar{x}_{5C} - \bar{y}_{5C})}{\bar{x}_{5C} - \bar{y}_{6C}} \quad (14 - 1)$$

$$(14 - 1): \bar{E}_6 = \frac{1504(0.233 - 0.171) + 2930(0.171 - 0.069)}{0.171 - 0.036}$$

$$(14 - 1): \bar{E}_6 = 2905 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(15): \bar{R}_5 = \bar{R}_4 + \bar{E}_6 - \bar{E}_5 = 1479 + 2905 - 2930$$

$$\bar{R}_5 = 1479 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

6. степен:

$$\bar{E}_7 + \bar{R}_5 = \bar{R}_6 + \bar{E}_6 \quad (16)$$

Компонентен биланс, *слика 6-12*:

$$\bar{R}_5 \bar{x}_{C5} + \bar{E}_7 \bar{y}_{C7} = \bar{E}_6 \bar{y}_{6C} + \bar{R}_6 \bar{x}_{6C} \quad (17);$$

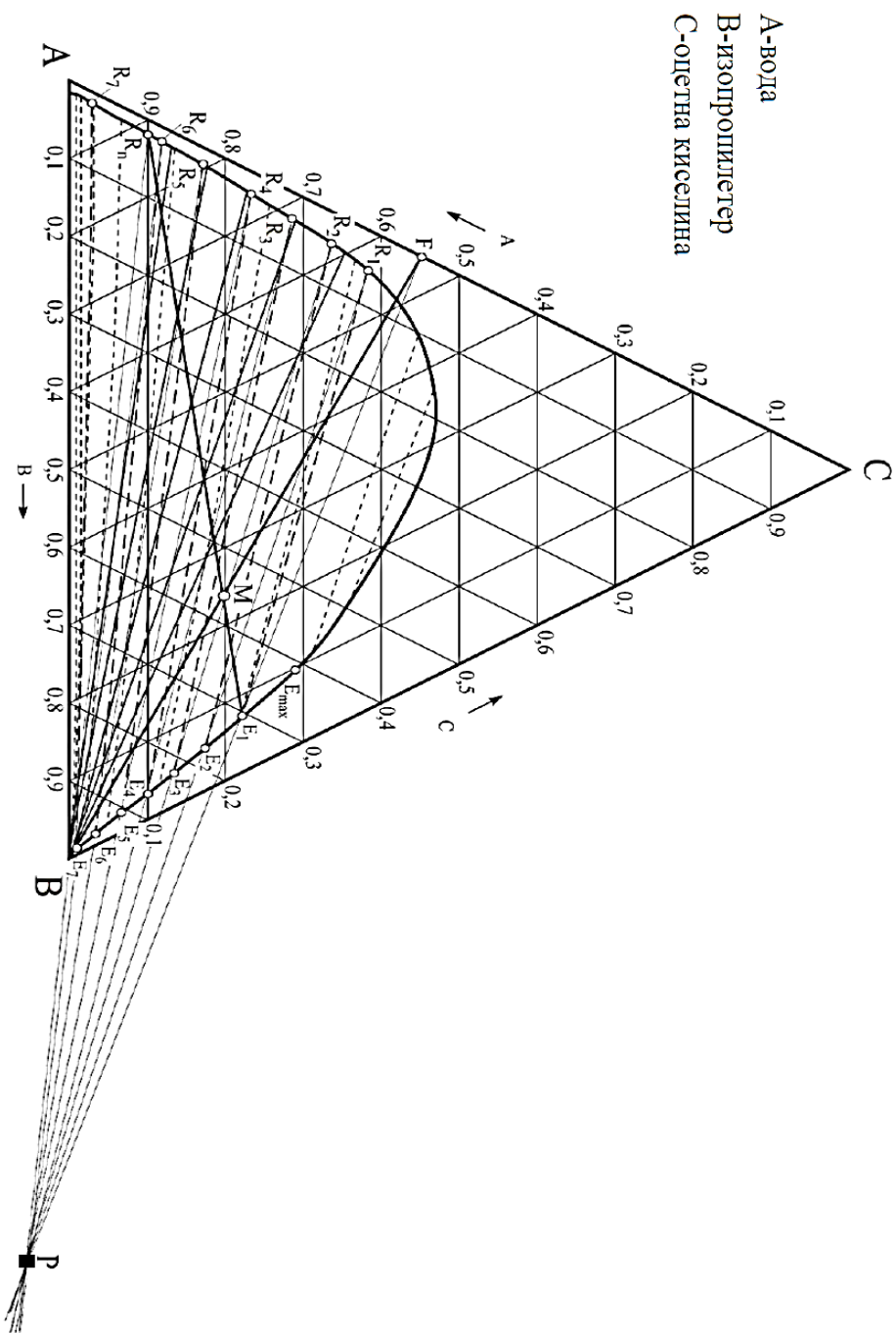
$$(17): \bar{E}_7 = \frac{\bar{R}_5 (\bar{x}_{5C} - \bar{x}_{6C}) + \bar{E}_6 (\bar{x}_{6C} - \bar{y}_{6C})}{\bar{x}_{6C} - \bar{y}_{7C}} \quad (17 - 1)$$

$$(17 - 1): \bar{E}_7 = \frac{1479(0.171 - 0.119) + 2905(0.119 - 0.036)}{0.119 - 0.008}$$

$$(17 - 1): \bar{E}_7 = 2865 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$(18): \bar{R}_6 = \bar{R}_5 + \bar{E}_7 - \bar{E}_6 = 1479 + 2865 - 2905$$

$$\bar{R}_6 = 1439 \left[\frac{kg}{h} \right]$$



Слика 6-13. Определување број на подови со метод на Хантер и Неш

9. Се врши екстракција на изопропанол (C) од диизопропилетер (A) со вода (B) на 25°C, *слика 6-14*. Содржината на напој е 45%wt (C); 50 %wt (A) и 5% wt (B), на рафинат е 2.5% wt (C), а екстрактот има 20% wt (C). Според методот на Вартересијан-Фенске и користење на Мекејб -Тиле дијаграм, определи број на теоретски подови. Дали може да се добие екстракт со 25% wt(C)?

$$\bar{x}_{FC} = 45[\text{mas}\%] = 0.45; \quad \bar{x}_{FA} = 50 [\text{mas}\%] = 0.5;$$

$$\bar{x}_{FB} = 5 [\text{mas}\%] = 0.05; \quad \bar{x}_{AS} = 0 \text{ чиста вода за екстракција};$$

$$\bar{x}_C = 2.5 [\text{mas}\%] = 0.025 ; \quad \bar{y}_C = 20 [\text{mas}\%] = 0.2;$$

$$T = 25[\text{°C}]; \text{ усвоено}; \quad \bar{F} = 100[\text{kg}];$$

$$N_T = ?; \quad \bar{y}_C = 25[\text{mas}\%] = 0.25 (?) \text{ можно ли е да се добие}$$

Рамнотежни податоци за системот изопропанол - диизопропилетер - вода на T = 25°C, се дадени преку нацртаната бинодална крива во правоаголниот триаголен дијаграм, *слика 6-14*, од условот и се црта бинодална крива со спојни линии на поврзување меѓу фазите. Се позиционираат точките на дијаграмот дадени од условот на задачата:

Напојната точка (F): ($\bar{x}_{FC} = 0.45$; $\bar{x}_{FA} = 0.5$; $\bar{x}_{FB} = 0.05$;) лежи на страната (AC).

-Секундарен растворувач со точка (S): ($\bar{x}_{CS} = 0$; $x_{BS} = 1$).

-Рафинат со точка (R): ($x_C = 0.025$) – лежи на лева страна на бинодалната крива.

-Екстракт со точка (E): ($y_C = 0.20$) – лежи од десна страна на бинодалната крива.

Точките (R) и (E) лежат на иста спојна линија и се во рамнотежа.

-Точка на мешање (M) - пресечна точка на правата што минува низ точките (F) и (S) и втората права што минува низ точките (R) и (E).

Односот на секундарниот растворувач и напојот е определен од правилото на лост, и е претставен како однос на должините на линија (\overline{MF}) према линијата (\overline{MS}), *слика 6-14*:

$$\frac{S}{F} = \frac{\overline{MF}}{\overline{MS}} = 1.67 \quad (1)$$

База за пресметки се усвојува дека е влез на напој: $F = 100 \left[\frac{kg}{h} \right]$.

Пресметана количина секундарен растворувач:

$$(1): \frac{\bar{S}}{100} = 1.67 \quad (1 - 1)$$

$$(1 - 1): \bar{S} = 100 * 1.67 = 167 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Количината на рафинат и екстракт определени од вкупниот општ материјален биланс и од компонентниот биланс за компонентата (C):

$$\text{ОМБ: } \bar{F} + \bar{S} = \bar{R} + \bar{E} \quad (2)$$

$$\bar{F} + \bar{S} = 100 + 167 = 267$$

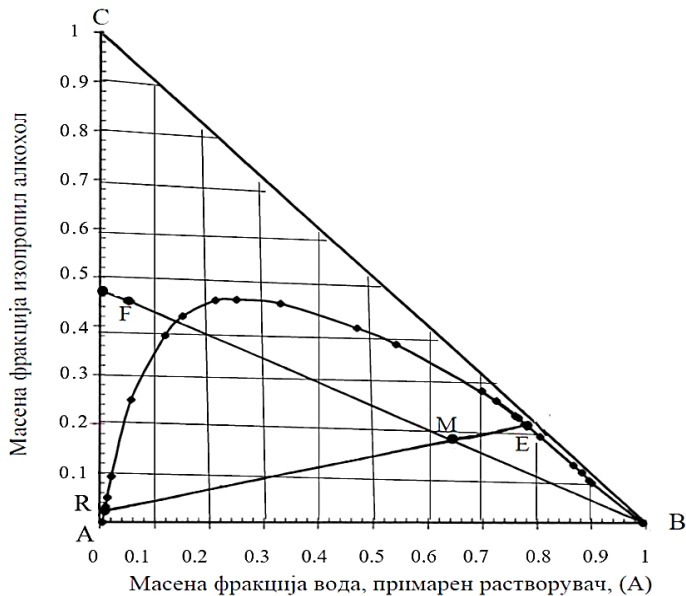
$$(2): 267 = \bar{R} + \bar{E} \quad (2 - 1)$$

$$\text{КМБ: } \bar{F}(\bar{x}_C)_F + \bar{S}(\bar{x}_A)_S = \bar{R}\bar{x}_C + \bar{E}\bar{y}_C \quad (3)$$

$$(3): 100 * 0.45 + 0 = 0.025\bar{R} + 0.2\bar{E} \quad (3 - 1)$$

Со решавање на системот равенки (2-1) и (3-1):

$$R = 48 \left[\frac{kg}{h} \right] \text{ и } E = 219 \left[\frac{kg}{h} \right]$$



Слика 6-14. Правоаголен дијаграм, определување на точка на мешање

Отчитани вредности од триаголниот дијаграм, *слика 7-14*, за составот на рафинат и екстракт од бинодалната крива и дадените почетни податоци од условот на задачата, се дадени табеларно во:

Табела 6-5. Отчитани податоци

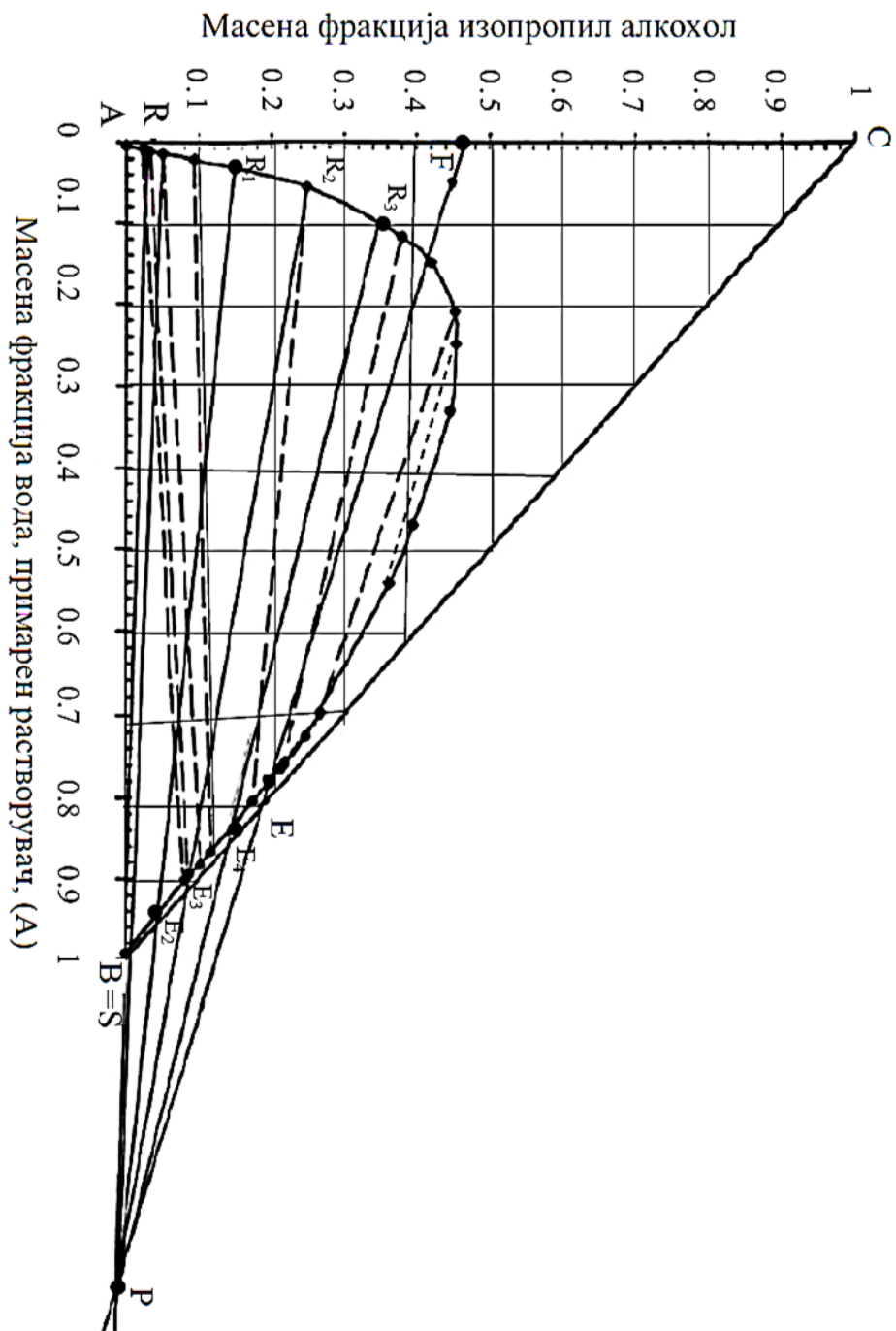
Компонента	Напој F [kg]	Растворувач S [kg]	Рафинат R [kg]	Екстракт E [kg]
Изопропил алкохол (C)	45	0.0	1.2	43.8
Диизопропил етер (A)	50	0.0	46.28	3.72
Вода (B)	5	167	0.52	171.48
Вкупно	100	167	48	219

За одредување на бројот на рамнотежни степени, односно бројот на подови на кои се третира горенаведената количина растворувач, се користи методот од Вартересијан-Фенске со помош на Мекејб-Тилеовиот дијаграм. За таа цел се конструираат рамнотежната и работната линија на масената фракција на алкохол (C) во екстрактна фаза (y_c) и масената фракција на алкохол (C) во рафинатната (x_c) фаза на Мекејб-Тиле-ов дијаграм. Рамнотежаната бинодална крива се конструира според табеларно отчитаните рамнотежни податоци за системот: изопропанол - диизопропилетер – вода, а потоа се цртаат сите спојни линии на паровите точки во рамнотежа од екстрактната односно рафинатна фаза, прикажани со испрекинати линии на дијаграмот, *слика 6-15*.

Рамнотежните парови точки што се користат за цртање на работна крива од Мекејб-Тилеовиот дијаграм се дадени во *табелатаа 6-6*, а се отчитани од завршните точки на испрекинатите линии *слика 6-15*. Тоа се координатите на алкохол во екстрактната и рафинатната фаза.

Табела 6-6. Рамнотежни координати на алкохол во екстракт и во рафинат

Масена фракција на алкохол во екстракт		0.102	0.117	0.175	0.217	0.268
Масена фракција на алкохол во рафинат	0.024	0.05	0.093	0.249	0.380	0.452



Слика 6-15. Определување рамнотежна и работна линија

Работната линија се одредува според позицијата на полот (P) преку цртање на две произволни прави линии. Првата права линија минува низ веќе позиционираните точки дадени во условот на задачата: напојана точка (F) и точка (E), а другата права линија минува низ точката (R) и точката (S=B) од чистиот растворувач, објаснето при конструкција на дијаграм, *слика 6-14*. Пресекот на овие две прави ја даваат позицијата на полот (P), *слика 6-15*.

Низ полот (P) се цртаат произволно работни линии кои ја сечат бинодалната крива во две точки една од екстрактна една од рафинатна фаза, претходно е објаснето (понеточен начин на определба). Втор точен начин на определба на плошката на подови е со определување на количината алкохол (C) во рафинатот за дадена познатата рамнотежна концентрација на алкохол во екстрактна фаза. Според овој начин, се црта крива на распределаба на изопропил-алкохол (C), од дадени рамнотежни податоци, *табела 6-6*, а потоа се определуваат непознатите концентрации ($x_{c1}; x_{c2}; \dots$) за познати концентрации ($y_{c1}; y_{c2}; \dots$). Оваа постапка е објаснета и во претходниот пример.

Цртање на работни линии, *слика 6-15* е претставен со цели линии, и продолжува со повлекување права што минува низ точка (R_1) и пол (P). Пресекот на оваа линија со бинодалната крива ја дава точката (E_2). Постапката се повторува се додека не се дојде до дадениот краен состав на распределената компонента – алкохол (C). Сите линии што ги спојуваат екстрактот со рафинатот од претходниот степен минуваат низ полот (P).

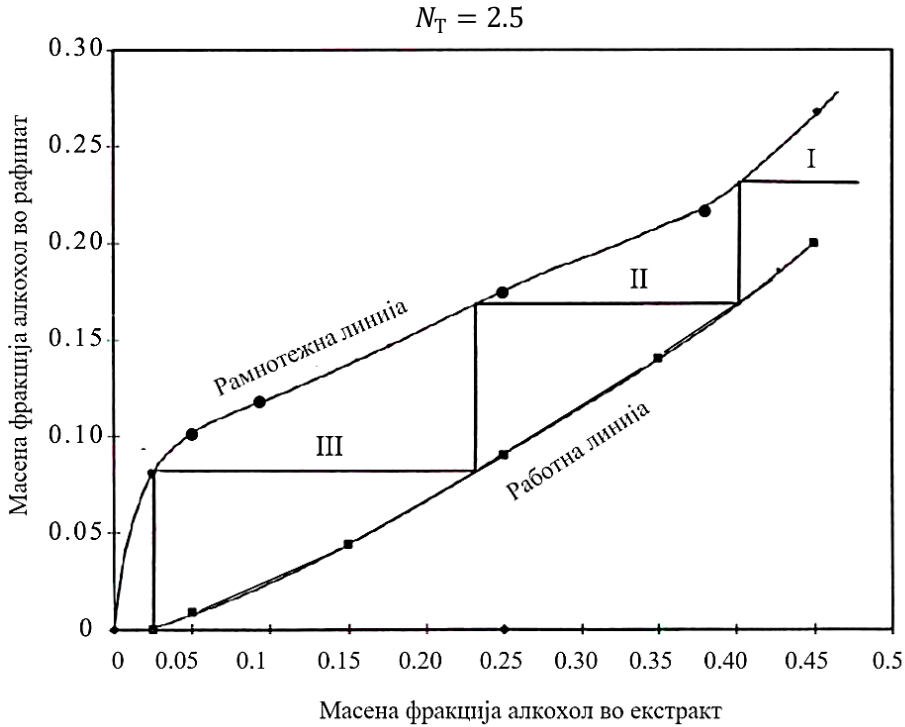
Состав на алкохол (C) во рафинатна фаза ($R_1; R_2, \dots$) што е во рамнотежа со екстрактна фаза ($E_1; E_2, \dots$), отчитан од *сликата 6-15* е даден во *табелата 6-7* за неколку произволно исцртани работни прави.

Одредените точки на работната крива се:

Табела 6-7. Работни координати на алкохол во екстрактна и рафинатна фаза

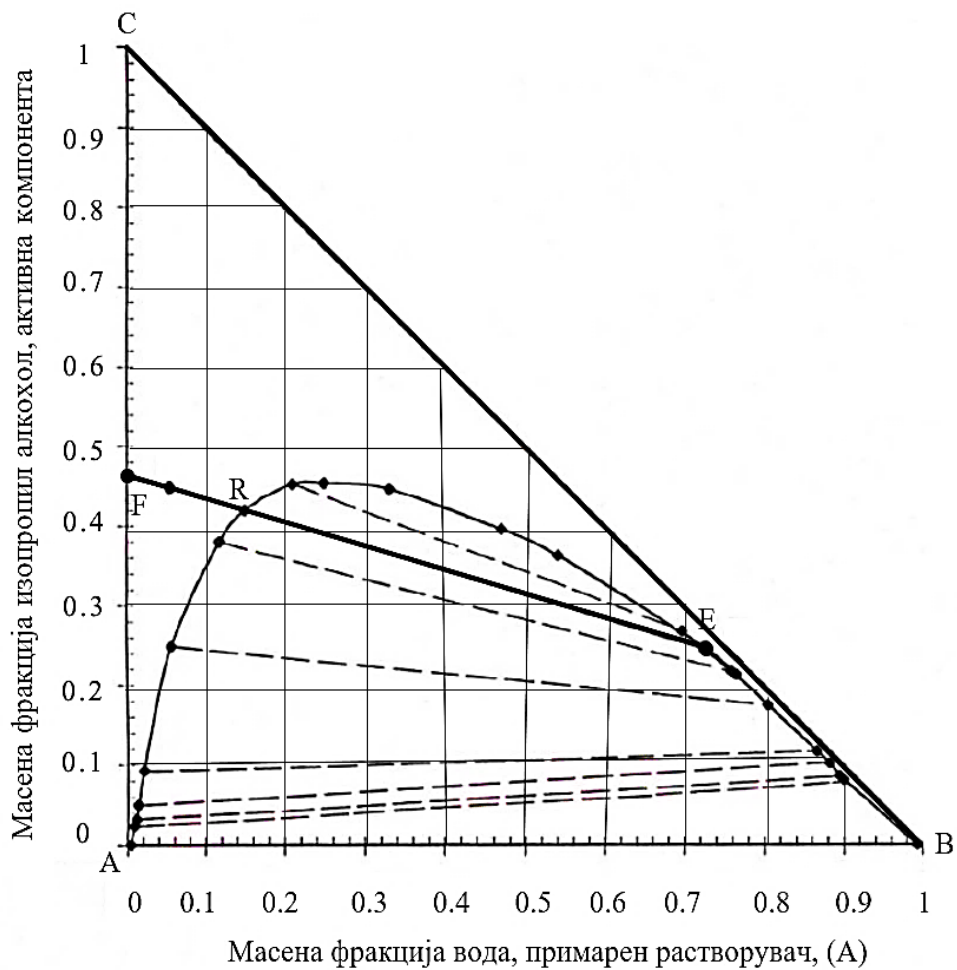
Масена фракција на алкохол во екстракт	0.000	0.009	0.044	0.095	0.150	0.200
Масена фракција на алкохол во рафинат	0.025	0.05	0.150	0.250	0.350	0.450

Од добиените точки прикажани во *табелата 6-6* и *табелата 6-7*, нацртани се рамнотежна и работна крива прикажани на Мекејб-Тилеовиот дијаграм, *слика 6-16* и определен е бројот на рамнотежни степени на екстракција, односно бројот на подови потребен да се направи екстракцијата кој во овој случај изнесува



Слика 6-16. Мекејб-Тилеов дијаграм за определба на број на подови

За да се утврди дали може да се добие екстракт со 25 wt% (C), на триаголниот дијаграм, *слика 6-17*, напојот (F) и точката (E) со саканиот состав на алкохол во екстрактна фаза ($y_i = 0.25$) се поврзуваат со права линија. Бидејќи оваа линија се чини дека се совпаѓа со рамнотежната спојна линија, може да се добие екстракт, но кога би имало бесконечен број степени на екстракција. Екстракт со содржина на алкохол поголема од 25 wt% (C) е невозможно да се добие, затоа што работната линија би имала наклон помал од оној на спојната рамнотежна линија со која се препоклопува, што го прави невозможен чекорот во десна (обратна) насока.



Слика 6-17. Проверка дали екстрактот може да содржи 25мас% алкохол

7. СУШЕЊЕ

- **Апсолутна влажност** (x) е однос на маса влага (m_w) во влажен материјал (или гас) и маса на апсолутно сув материјал (или гас) (m_G):

$$x = \frac{m_w}{m_{sm}} = \frac{m_w}{m_G} = \frac{M_w p_w}{M_G (P_{BK.} - p_w)} \left[\frac{kg}{kg} \right] \quad (7-1)$$

Вкупен притисок на смеса влажен гас е еднаков на збирот од парцијални притисоци:

$$P = P_{vk.} = p_w + p_G \quad (7-2)$$

Релативна влажност (φ) или *степен на заситеност со влага* - е однос на маса влага во влажен материјал (гас) и маса влажен материјал (гас):

$$\varphi = \frac{m_w}{m_{sm} + m_w} \left[\frac{kg}{kg} \right] \quad (7-3)$$

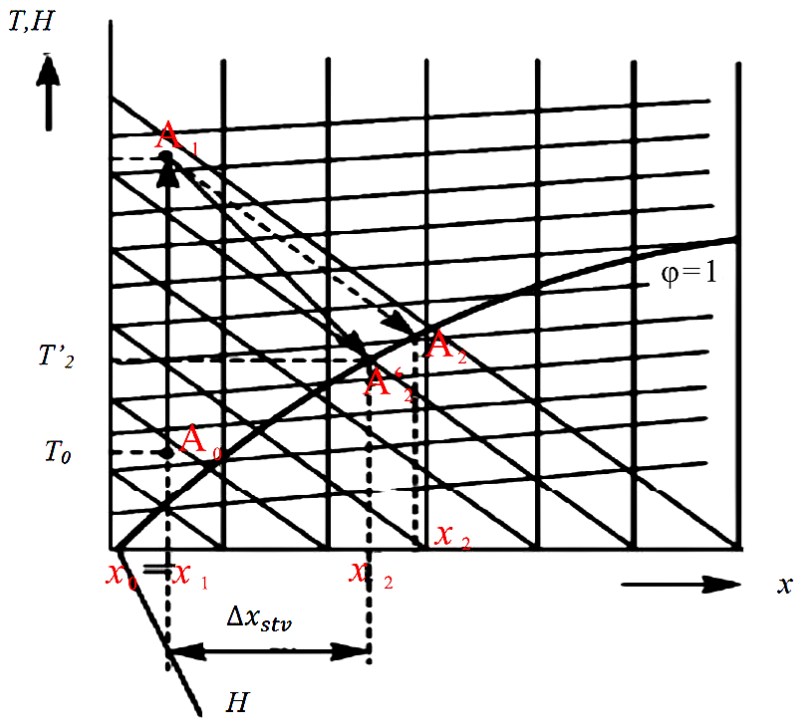
Ако релативната влажност $\varphi = 1$, има заситување - сатурација на воздухот.

Ако релативната влажност е $\varphi \neq 1$ (заситен воздух), тогаш:

$$x = \frac{m_w}{m_{s.v}} = \frac{18}{29} \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} = 0.622 \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} \quad (7-4)$$

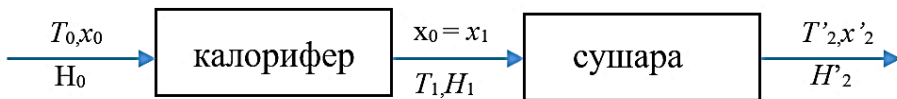
p^o - напон на водена пара или само притисок на водена пара, табеларно даден за различни температури.

Изразот (7-4) има практична примена во операциите на сушење за систем **вода - воздух** и е еден од основните изрази за примена на **Рамзин-Молиер дијаграм** (x, H, T) прикажан на *сликата 7-1*. Вредностите на дијаграмот за апсолутна влажност (x) се цртаат на апсциса, а индивидуалните температури се цртаат на ордината. Кривата ($\varphi = 1$) е крива на сатурација-заситување, односно крива на кондензација или роса. Над оваа крива е област на незаситен воздух, а под неа е област на презаситен воздухот со влага, т.е. количина влага над сатурација и се ослободува како магла или капки.



Слика 7-1. Рамзин-Молиер дијаграм

Промена на температури и степен на влага во материјал за време на сушење, *слика 7-2*.



Слика 7-2. Процес на сушење

Маса сув воздух ($m_{s,v}$) потребна за сушење:

$$m_{s,v} = \frac{m_w}{\Delta x} [kg] \quad (7-5); \quad m_{s,v} = \frac{Q_{vk.}}{H_2 - H_1} [kg] \quad (8 - 5 - 1)$$

Δx [kg] – разлика во апсолутна влажност по и пред сушење

Рамнотежна маса на влажен материјал:

$$m_{w,M} = m_{sm} + m_w [kg] \quad (7-6);$$

$m_{W,M}; m_{S,M}; m_W [kg]$ – маса на влажен, сув материјал и влага, соодветно.

Енталпии, односно топлински содржини на воздух:

$$H_{V,V} = H_{S,V} + H_W + H_{\text{исп.}} \quad (7-7)$$

$$H_{S,V} = m_{S,V} C_{p(S,V)} T = 1000 T \left[\frac{J}{kg} \right] \quad (7-8);$$

$$H_W = m_W C_{p(W)} T = 1970 T \left[\frac{J}{kg} \right] \quad (7-9);$$

$$H_{\text{исп.}} = 2\,493\,000 \left[\frac{J}{kg} \right] \text{ – латентна топлина на испарување;}$$

$$C_{p(S,V)} = 1000 \left[\frac{J}{kg\,K} \right] \text{ – специфична топлина на сув воздух;}$$

$$C_{p(W)} = 1970 \left[\frac{J}{kg\,K} \right] \text{ – специфична топлина на водена пара.}$$

Енталпија на влажен воздух:

$$H_{W,V} = H_{S,V} + H_W + H_{\text{исп.}} = 1000 T + 1970 T x + 2493000 x \quad (7-10)$$

1. Апсолутната влажност на воздух треба да се пресмета на $30^\circ C$, $50^\circ C$ и $70^\circ C$ ако неговата релативна влажност е $\varphi = 0.7$. Да се пресмета и енталпијата на влажен воздух под наведените услови и добиените податоци. Да се претстават во табела и во x, T -дијаграм.

$$T_{W,V} = 30[^\circ C]; 50[^\circ C] \text{ и } 70[^\circ C]; \quad \varphi = 0.7;$$

$$x_{30^\circ C} = ?; x_{50^\circ C} = ?; x_{70^\circ C} = ?; \quad H_{30^\circ C} = ?; H_{50^\circ C} = ?; H_{70^\circ C} = ?$$

Апсолутна влажност:

$$x = \frac{m_W}{m_V} = \frac{M_W p_W}{M_G (P_{\text{БК.}} - p_W)} \left[\frac{kg}{kg} \right] \quad (1)$$

$$M_W = 18 \left[\frac{kg}{kmol} \right]; \quad M_V = 29 \left[\frac{kg}{kmol} \right]$$

$$\text{(за воздух): } 18/29 = 0.622$$

$$x = 0.622 \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} \quad (2) \quad \rightarrow \quad p^o = ?$$

Од *табелата 8.5.2-1(a)* за водена пара се отчитува напон на водена пара.

(за $P_{\text{сатурација}}$; $T = 30[^\circ\text{C}]$: $p^o = 4246 \text{ [Pa]}$,

Апсолутна влажност на $T = 30[^\circ\text{C}]$:

$$(2): \quad x_{30^\circ\text{C}} = 0.622 \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} = 0.622 \frac{0.7 * 4246}{101\,325 - 0.7 * 4246}$$

$$(2): \quad x_{30^\circ\text{C}} = 0.0189 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right]$$

На 1 [kg] водена пара доаѓа 1 [kg] сув воздух, енталпија (топлина) на влажен воздух е:

$$H_{W.V} = H_{S.V.} + H_W + H_{\text{исп.}} \quad (3)$$

$$H_{S.V.} = m_{S.V.} C_{p(S.V.)} T = 1000 T \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] \quad (4)$$

$$H_W = m_W C_{p(W)} T = 1970 T x \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] \quad (5)$$

$$H_{\text{испарен.}} = 2\,493\,000 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] - \text{латентна топлина на испарување} \quad (6)$$

Со замена на изразите (4, 5 и 6) во изразот (3), енталпија на воздух е:

$$(3): \quad H_{V.W} = H_{S.V.} + H_W + H_{\text{исп.}} = 1000 T + 1970 T x + 2493000 x \quad (7)$$

$$(7): \quad H_{V.W} = (1000 + 1970 x) T + 2493000 x \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] (7 - 1)$$

$$h_{lg} = 2493000 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right] \text{ латентна топлина на испарување на вода}$$

Енталпија на $T = 30[^\circ\text{C}]$ е:

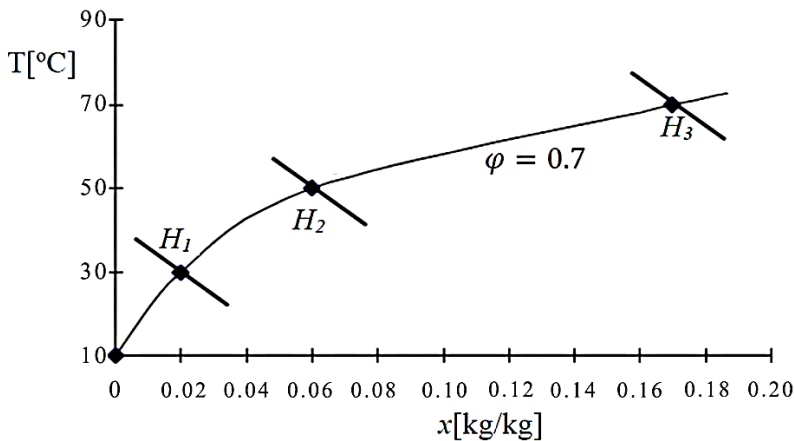
$$(7 - 1): \quad H_{W.V} = (1000 + 1970 x_{30^\circ\text{C}}) T + h_{lg} x_{30^\circ\text{C}}$$

$$H_{W.V} = (1000 + 1970 * 0.0189) + 2493000 * 0.0189 = 78\,200 \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right]$$

Апсолутната влажност и енталпијата на воздухот на 50°C и 70°C се определени на ист начин како што е покажано. Добиените податоци се претставени во *табелата 7-1* и x , T -дијаграмот, *слика 7-3*.

Табела 7-1. Пресметани енталпија и влажност на воздухот на различни температури

$T [^{\circ}C]$	$30 [^{\circ}C]$	$50 [^{\circ}C]$	$70 [^{\circ}C]$
$x \left[\frac{kg}{kg} \right]$	0.0189	0.0189	1.17
$H \left[\frac{J}{kg} \right]$	78 200	192 500	518 000



Слика 7-3. Молиреов дијаграм

2. Температура на сув термометар е $55^{\circ}C$, а на влажен термометар е $22^{\circ}C$ ($\varphi = 1$). Колку влага може да прими воздухот и колкава ќе е неговата релативна влажност на $55^{\circ}C$, ако воздухот се лади и се навлажнува адијабатски ($Q=0$)?

$$T_{S.T} = 55 [^{\circ}C]; \quad T_{W.T} = 22 [^{\circ}C] (\varphi = 1);$$

$$m_W = ?; \quad x = ?; \quad \varphi = ?$$

Влажност на воздух, односно апсолутната влажност:

$$x = 0.622 \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} \quad (1) \quad \rightarrow \quad p^o = ?;$$

Отчитано од [табелата 8.5.2-1\(a\)](#) за водена пара:

$$T_{W.T.} = 22 [^{\circ}C] \quad \rightarrow \quad p^o = 2666 [Pa] \quad \text{напон на водена пара}$$

$$T_{S.T} = 55[^\circ C] \rightarrow p^o = 15732 [Pa]; \quad P = 101\,325 [Pa]$$

$$(1): x_{22^\circ C} = 0.622 \frac{1 * 2666}{101\,325 - 1 * 2666} = 0.0168 \left[\frac{kg}{kg} \right]$$

Со адијабатско ладење и навлажнување, енталпијата на воздухот не се менува:

$$H_{W.V} = H_{S.V.} + H_W + H_{исп.} = 1000 T + 1970 T x + 2493000 x \left[\frac{J}{kg} \right] \quad (2)$$

$$(2): H_{W.V} = (1000 + 1970 x_{22^\circ C})T + 2493000 x_{22^\circ C} \left[\frac{J}{kg} \right] \quad (2 - 1)$$

$$(2 - 1): H_{22^\circ C} = H_{55^\circ C} = (1000 + 1970 * 0.0168)22 + 2493000 * 0.0168$$

$$H_{22^\circ C} = H_{55^\circ C} = 64\,610 \left[\frac{J}{kg} \right]$$

Непозната и пресметана е апсолутната влажност:

$$(2 - 1): H_{55^\circ C} = 64\,610 = (1000 + 1970 * x)55 + 2493000 x \quad (2 - 2)$$

$$(2 - 2): x_{55^\circ C} = 0.00369 \left[\frac{kg}{kg} \right]$$

Максимална апсолутна влажност на воздухот на $55^\circ C$, ($\varphi = 1$) е:

$$(1): x_{55^\circ C} = 0.622 \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} = 0.622 \frac{1 * 15\,732}{101\,325 - 1 * 15\,732} = 0.114 \left[\frac{kg}{kg} \right]$$

Воздухот може да прими влага:

$$(3): m_W = m_{sr} \cdot \Delta x = 1(x_{max,55^\circ C} - x_{22^\circ C}) = 1(0.114 - 0.0168)$$

$$m_W = 0.0972 [kg]$$

Релативна влажност на воздухот на $55^\circ C$:

$$\varphi = \frac{m_W}{m_{sm} + m_W} \left[\frac{kg}{kg} \right] \quad (4)$$

$$(4): \varphi_{55^\circ C} = \frac{x_{заситено,55^\circ C}}{x_{max,55^\circ C}} = \frac{0.00369}{0.114} = 0.0324 = 3.24\%$$

3. Во сушарница со кружен напречен пресек влегува воздух, претходно загреан во калорифер од $20^\circ C$ до $140^\circ C$. Протокот на

воздух низ сушарницата е $1250 \text{ m}^3/\text{h}$. Воздухот на влез до сушарницата има влажност 0.004 kg/kg , а на излез 0.06 kg/kg . Која е брзината на проток на воздух низ сушарницата ако таа е со димензии $D \times L = 0.5 \times 8 \text{ m}$. Колку влага испарува во воздухот во сушарницата? За процесот сушење да се прикаже шематски промената на воздухот во x, H -дијаграм.

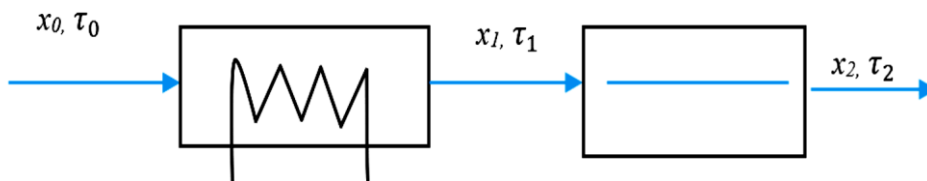
$$Q_{\text{влез}} = 1250 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] = 0.374 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right];$$

$$T_0 = 20 [^\circ\text{C}]; \quad T_1 = 140 [^\circ\text{C}];$$

$$x_0 = 0.004 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right]; \quad x_2 = 0.06 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right];$$

$$D \times L = 0.5 \times 8 [\text{m}];$$

$$W_V = ?; \quad m_W = ?$$



Слика 7-4. Процес на сушење

Брзина на струење на воздух:

$$W_V = \frac{Q_{\text{влез}}}{A} = \frac{0.347}{0.785 D^2} = \frac{0.347}{0.785 \cdot 0.5^2} = 1.77 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right] \quad (1)$$

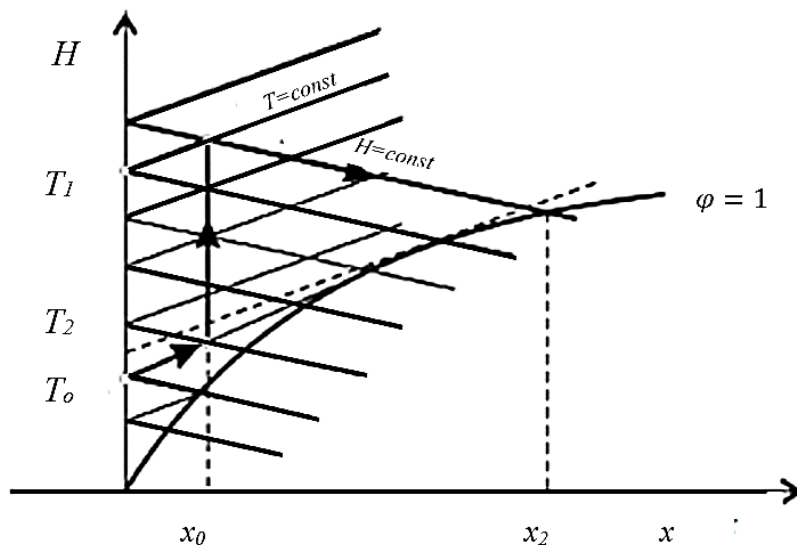
Испарена влага во сушарница:

$$m_W = m_{S.V.} \Delta x = V_{S.V.} \rho_{S.V.} \Delta x = V_{S.V.} \rho_{S.V.} (x_2 - x_0)$$

$$m_W = 1250 * 1.2 * (0.06 - 0.004)$$

$$m_W = 84 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (2)$$

Шематски процес на сушење во Молиеров дијаграм , *слика 7-5* .



Слика 7-5. Шематски приказ на процес на сушење во x, H - дијаграм

4. Колкава е апсолутната влажност на воздухот на излез од сушарницата ако на влезот тој е со влажност 0.006, а од 370 kg/h влажен материјал испари доволно вода и намали влажноста на материјалот од 25% на 7%? Проток сув воздух низ сушарница е $4000 \left[\frac{m^3}{h} \right]$ со густина $1.05 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$.

$$x_{\text{влез-V}} = 0.006; \quad Q = V_{S.V.} = 4000 \left[\frac{m^3}{h} \right];$$

$$\left(\rho_{S.V.} = 1.05 \left[\frac{kg}{m^3} \right]; \quad m_o = 370 \left[\frac{kg}{h} \right] \right)$$

$$W_0 = 25\% = 0.25; \quad W_{\text{излез}} = 7\% = 0.07; \quad x_{\text{излез-V}} = ?$$

Маса сув воздух за сушење:

$$m_{S.V} = \frac{m_W}{\Delta x} = \frac{m_W}{x_{\text{излез}} - x_{\text{влез}}} [kg] \quad (1) \quad \rightarrow \quad x_{\text{излез}} = ?$$

Апсолутна влага, според изразот (1) на излезн воздух:

$$x_{\text{излез}} = \frac{m_W}{m_{S.V}} \quad (2); \quad \rightarrow \quad m_{S.V} = ?; \quad m_W = ?$$

Маса сув воздух ($m_{S.V} = ?$) се определува од проток низ сушарница:

$$(3): m_{S,V} = V_{S,V} \cdot \rho_{S,V} = 4000 * 1.05 = 4200 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Маса на влага ($m_{W-влез} = ?$) во влажен материјал на влез во сушарница:

$$(4): m_{W-влез} = m_o w_0 = 370 * 0.25 = 92.5 [kg]$$

Маса на сув материјал (без влага):

$$(5): m_{SM} = m_o - m_{W-влез} = 370 - 92.5 = 277.5 [kg]$$

Маса на материјал на излез:

$$(6): m_{излез} = \frac{m_o}{1 - w_{излез}} = \frac{277.5}{1 - 0.07} = 298.4 [kg]$$

Испарена влага според материјален биланс:

$$(7): m_W = m_o - m_{излез} = 370 - 298.4 = 71.6 [kg]$$

Апсолутната влажност на излез од сушарница:

$$(1): m_{SM} = 4200 = \frac{m_W}{\Delta x} = \frac{m_W}{x_{излез} - x_{влез}} = \frac{71.6}{x_{излез} - 0.006}$$

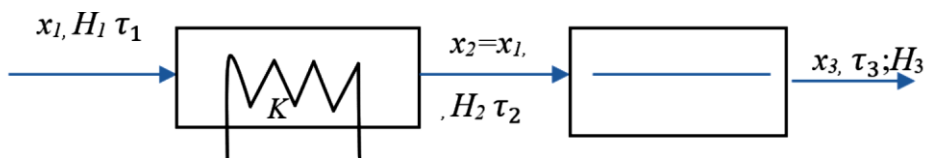
$$x_{излез} = 0.0231 \left[\frac{kg}{kg} \right]$$

5. За сушење макарони се користи воздух со температура $25^{\circ}C$ и релативна влажност 50%. Воздухот се загрева до $90^{\circ}C$ пред да се внесе во сушарница. На излез од сушара температурата на воздух е $35^{\circ}C$. Да се утврди крајната влажност, количина топлина и потрошен воздух за 1 kg испарена влага. Да се претпостави идеален процес на навлажнување. Прикажи го процесот на сушење и промена на состојба на воздух во (x, H) дијаграм.

$$T_1 = 25[^{\circ}C]; \quad \varphi = 50\%;$$

$$T_2 = 90[^{\circ}C]; \quad T_3 = 35[^{\circ}C]; \quad m_W = 1[kg]$$

$$x_{излез} = ? \quad Q = ?; \quad m_V = ?$$



Слика 7-6. Процес на сушење

За определување апсолутна влага на воздух на излез од сушарница може да се користи Молиеров дијаграм, *слика 7-7*. Пресечната точка на правата со $T_1 = 25^\circ C$ со линијата на релативна влажност $\varphi = 50\%$ е бараната точката со отчитана енталпија $H_1 = 50 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$ и почетна влажност $x_1 = x_{\text{влез}} = ? \left[\frac{kg}{kg} \right]$

Почетната влажност пресметана од напон на водена пара, отчитана на дадената температура е:

$$T_1 = 25[^\circ C]: p^o = 23.76[mmHg] * 133.3 = 3167 [Pa];$$

$$x_{25^\circ C} = 0.622 \frac{\varphi p^o}{P - \varphi p^o} \quad (1)$$

$$(1): x_{25^\circ C} = 0.622 \frac{0.5 * 3167}{101325 - 0.5 * 3167} = 0.00988 \left[\frac{kg}{kg} \right] \sim 0.01 \left[\frac{kg}{kg} \right]$$

Воздухот во калорифер, *слика 7-6*, се загрева без промена на влажноста ($x_1 = x_2$)-точка (A), и во пресек со изотермата $T_2 = 90[^\circ C]$ се добива точка (B), карактеристична за загреан воздух на излез од грејач. Со цртање права низ точката (B) со ($H = const$) до пресек со изотермата $T_3 = 35^\circ C$, се добива точка што ја карактеризира состојбата на воздухот на излез од сушарница. Според дијаграм, *слика 7-7*, отчитаните вредност се:

$$x_{\text{излез.}} = x_3 = 0.032 \left[\frac{kg}{kg} \right]; \quad H_2 = H_3 = 117.5 \left[\frac{kJ}{kg} \right]; \quad \varphi = 90\%$$

Количина влага отстранета од 1 [kg] загреан воздух:

$$(2): \Delta x = x_3 - x_1 = 0.032 - 0.01 = 0.022 \left[\frac{kg}{kg} \right]$$

Количина загреан воздух потребен за отстранување на 1 kg влага:

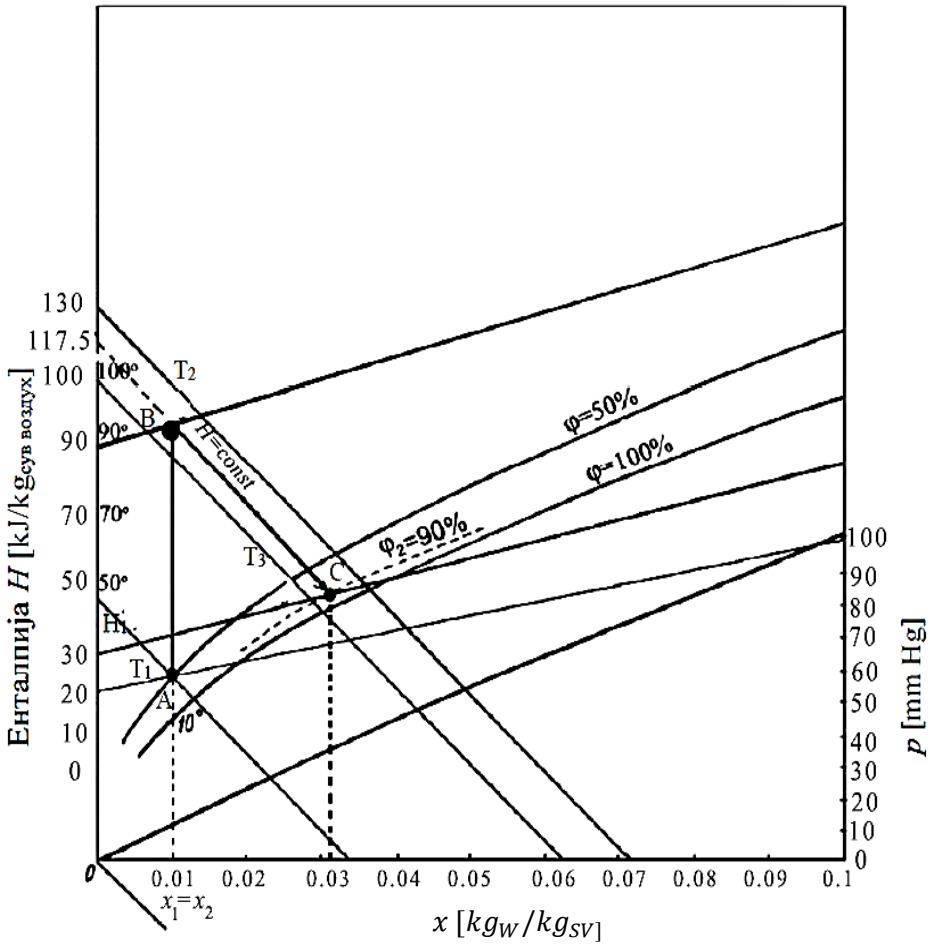
$$(3): m_{S.V} = \frac{m_W}{\Delta x} = \frac{1}{0.022} = 45.5[kg]$$

Количина потрошена топлина во грејач за загревање на 1 kg воздух:

$$(4): H_2 - H_1 = 117.5 - 50 = 67.5 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

Потрошувачка топлина на 1 [kg] испарена влага:

$$(5): Q = 67.5 * 45.5 = 3701 \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$



Слика 7-7. Молиеров дијаграм за процес на сушење

7.1. Брзина на сушење

Брзината на сушење е дефинирана како промена на содржината влага во материјал на единица меѓуфазна површина.

$$N_A = -\frac{dm_A}{A d\tau} \left[\frac{kg_W}{m^2 s} \right] \quad (7-11)$$

Брзината на сушење е функција од влажност на материјалот дефиниран како масен однос на влага (m_A) и цврста фаза (m_{sm}). Брзината на сушење може да се изрази преку протокот на влага:

$$N_A = -\frac{m_{sm} dW}{A dt} \left[\frac{kg_W}{m^2 s} \right] \quad (7-12)$$

Потребно време за сушење на материјалот од почетна влажност (W_1) до крајна влажност (W_2) се добива со интеграција на кривата на сушење:

$$\tau = -\frac{m_{sm}}{A} \int_{W_1}^{W_2} \frac{dW}{N_A} \left[\frac{kg_W}{m^2 s} \right] \quad (7-13)$$

7.1.1. Биланс на сушење

Маса влажен материјал:

$$m_{W.m} = m_{s.m} + m_w [kg] \quad (7-14)$$

Масен удел на влага и маса на влага:

$$\omega_w = \frac{m_w}{m_{\text{вкупно}}} 100 = \frac{m_w}{m_{W.m.}} 100[\%] \quad (7-15);$$

$$m_w [kg] = m_{W.m} - m_{s.m} = m_{s.m} \frac{\omega_w}{\omega_{s.m.}} = m_{W.m} \omega_w \quad (7-16)$$

Маса на сува материја во влажен материјал:

$$m_{s.m} [kg] = m_{W.m} - m_w = m_w \frac{\omega_{s.m.}}{\omega_w} = m_{W.m} \omega_{s.m} \quad (7-17)$$

Маса [kg] влажен материјал (m_2):

$$m_2[kg] = m_1 \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2} \quad (7-18);$$

Маса [kg] сув материјал (m_1):

$$m_1[kg] = m_2 \frac{100 - \omega_2}{100 - \omega_1} [kg] \quad (7 - 18 - 1)$$

Маса испарена вода:

$$m_{\text{испар.}}[kg] = m_1 - m_2 \quad (7-19)$$

1. Во некоја индустриска сушарница се суши материјал со почетна влажност 25mas%. Влажноста на производот е 6 mas%. Во *табелата 7-2* се дадени вредности за брзина на сушење на материјал за конкретните улови во сушарницата. Почетна маса на влажен цврст материјал е 150 kg, а површината на сушење е 0.025 m²/kg сув материјал. Да се одреди времето на сушење.

Табела 7-2. Брзина на сушење

$X \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{sm}} \right]$	0.2	0.183	0.166	0.149	0.132	0.115	0.098	0.081	0.064
$N_A \left[\frac{kg_{H_2O}}{m^2 s} \right]$	1.5	1.35	1.21	1.12	1.03	0.85	0.75	0.35	0.16

$$W_1 = 25[mas\%] = 0.25 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{v.m.}} \right];$$

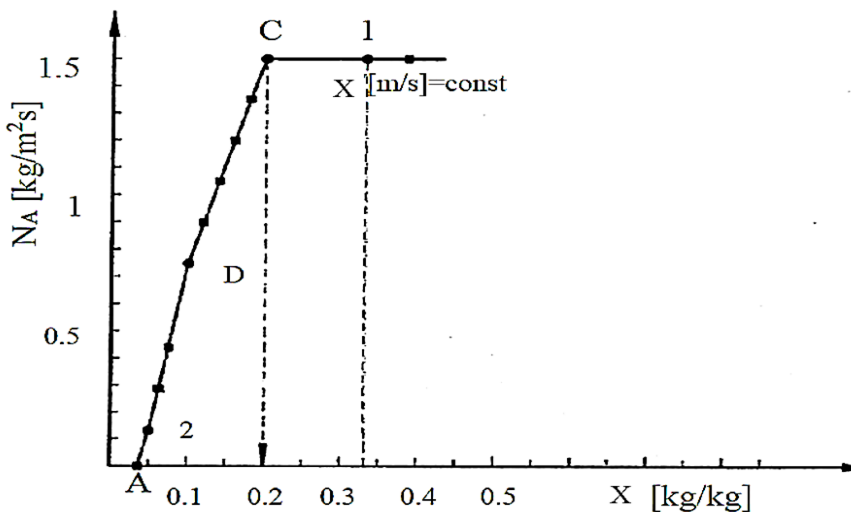
$$W_2 = 6[mas\%] = 0.06 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{v.m.}} \right];$$

$$m_0 = 150 [kg];$$

$$\frac{A}{m_{sm}} = 0.025 \frac{[m^2]}{[kg]SM};$$

$$\tau = ?$$

Од податоците од *табелата 7-2* се црта графикон на брзина на сушење:



Слика 7-8. Брзина на сушење според податоците од табелата 7-2

Според [сликата 7-8](#), дијаграмот на сушење може да се подели на две области. Првата област со константна брзина на сушење (права хоризонтална линија) и втората област со опаѓачка брзина на сушење. Брзина на сушење за цел процес:

$$N_A = - \frac{m_{sm} dX}{A d\tau} \left[\frac{kg_{H_2O}}{m^2s} \right] \quad (1)$$

Време на сушење, според изразот (1):

$$(1): d\tau = - \frac{m_{sm} dX}{A N_A} \left[\frac{kg_w}{m^2s} \right] \quad (2)$$

Период на константна брзина на сушење:

$$\tau_1 = - \frac{m_{sm} dX}{A dN_{A1}} = \frac{m_{sm} \Delta X}{A N_{A1}} = \frac{m_{sm} (X_1 - X_c)}{A N_{A1}} \quad (3)$$

Времетраење на период на опаѓачка брзина на сушење:

$$\tau_2 = - \frac{m_{sm}}{A} \int_{X_c}^{X_2} \frac{dX}{N_{A2}} = \frac{m_{sm} \Delta X_2}{A N_{A2}} \quad (4)$$

Вкупно време на сушење:

$$\tau_{\text{вк.}} = \tau_1 + \tau_2 \quad (5); \quad \rightarrow \quad \tau_1 = ?; \quad \tau_2 = ?$$

Време на сушење со константна брзина на сушење, израз (3):

$$(3): \tau_1 = \frac{m_{sm} (X_1 - X_c)}{A N_{A1}}; \quad \rightarrow \quad X_c = ?; \quad N_{A1} = ?;$$

Почетна апсолутна влажност на материјал:

$$W_1 = 25 [\%wt] \quad \rightarrow \quad X_1 = \frac{0.25}{0.75} = 0.33 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{sm}} \right]$$

Влажност на материјал на крај од сушење:

$$W_2 = 6 [\%wt] \quad \rightarrow \quad X_2 = \frac{0.06}{0.94} = 0.064 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{sm}} \right]$$

Од графиконот, *слика 7-8*, отчитана брзина во константен период на сушење:

$$N_A = 1.5 \left[\frac{kg}{m^2 h} \right];$$

Критичната влага се определува по завршување на периодот со константна брзина на сушење, отчитана од графикон, *слика 7-8*. Постапка за отчитување е - се повлекува вертикална испрекината линија од точка (C) до апцисата на која се отчитува критичната влажност и која изнесува:

$$X_c = 0.2 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{sm}} \right]$$

Пресметка на времетраење на период со константна брзина на сушење:

$$(3): \tau_1 = -\frac{m_{sm} \Delta X}{A N_{A1}} = \frac{(0.33 - 0.2)}{0.025 * 1.5} = 3.54 [h]$$

Времетраење на периодот со опаѓачка брзина на сушење:

$$(4): \tau_2 = -\frac{m_{sm}}{A} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_{A2}} \quad \rightarrow \quad I = \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_{A2}} = ?$$

Вредноста на интегралот (I) од крајна до критична влажност се одредува со нумеричка интеграција според *Симсоново правило*,

израз (5) (за пресметка може да се користи и *трапезно правило* (покажано во претходни теми, апсорпција):

$$I = \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} = \frac{h}{3} [f(x_0) + 4f(x_1) + 2f(x_2) + 4f(x_3) + 2f(x_4) + \dots + f(x_n)] \quad (5)$$

$$h = \frac{X_c - X_2}{n} = \frac{0.2 - 0.06}{8} = \frac{0.14}{8} = 0.017 \quad (6)$$

Решение на интеграл (5) од податоците во *табелата 7-2*.

Табела 7-3. Проширена табела 7-2.

	0	1	2	3	4	5	6	7	8
$X \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{SM}} \right]$	0.200	0.183	0.166	0.149	0.132	0.115	0.098	0.081	0.064
$N_A \left[\frac{kg_{H_2O}}{m^2s} \right]$	1.5	1.35	1.21	1.12	1.03	0.85	0.75	0.35	0.16
$\frac{1}{N_A} \left[\frac{m^2s}{kg_{H_2O}} \right]$	0.667	0.741	0.826	0.893	0.971	1.176	1.333	2.857	6.25

Со замена на чекорот (h) даден со изразот (6) во изразот (5) се добива:

$$(5): \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} = \frac{0.018}{3} [0.67 + 4 * 0.74 + 2 * 0.83 + 4 * 0.89 + 2 * 0.97 + 2 * 1.33 + 4 * 2.86 + 6.25]$$

$$(5): \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} = 0.273 \left[\frac{m^2s}{kg(SM)} \right]$$

$n = 8$ интервали – од *табелата 7 – 3*

Времетраење на опаѓачката брзина на сушење:

$$(4): \tau_2 = -\frac{m_{sm}}{A} \int_{w_2}^{w_c} \frac{dX}{N_A} = \frac{0.273}{0.025} = 10.9[h]$$

Вкупното време на сушење е збир од (τ_1) и (τ_2):

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 3.55 + 10.9 = 14.4[h]$$

Времетраење на периодот со опаѓачка брзина на сушење, се определува и без користење нумеричка интеграција. За таа цел се усвојува дека кривата во вториот период на сушење е права линија, *слика 7-8*. Во овој случај, времето на сушење во период со опаѓачка брзина е:

$$\tau_2 = \frac{m_{sm} (X_c - X_e)}{A N_{A1}} \ln \frac{X_c - X_e}{X_2 - X_e} \quad (7)$$

Вредноста (X_e) е рамнотежна влага отчитана од графиконот, *слика 7-8*, во пресечната точка (А) од усвоената права од вториот период на сушење со апцисата. Отчитана е вредност:

$$X_e = 0.05 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{sm}} \right]$$

Со замена во изразот (7), пресметаното време на сушење во период со опаѓачка брзина е:

$$(7): \tau_2 = \frac{0.20 - 0.05}{0.025 * 1.5} \ln \frac{0.20 - 0.05}{0.064 - 0.05} = 9.5[h]$$

Вкупно време на сушење:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 3.55 + 9.5 = 13.04[h]$$

2. Дрвена плоча со површина $18.58 m^2$ е сушена од почетна влажност $0.38 \frac{kg_{H_2O}}{kg_{SM}}$ до крајна влажност $0.004 \frac{kg_{H_2O}}{kg_{SM}}$. Масата на сува материја во дрвената плоча е 399 kg. Кривата на сушење дадена е табеларно:

Табела 7-4. Брзина на сушење

	0	1	2	3	4	5	6	7
$N_A \left[\frac{kg_{H_2O}}{m^2 s} \right]$	1.51	1.51	1.21	0.90	0.71	0.37	0.27	0
$X \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{sm}} \right]$	0.400	0.195	0.150	0.100	0.065	0.050	0.040	0.02

Да се нацрта крива на брзина на сушење и определи:

а) Количина влага отстранета од материјалот во процес на сушење;

б) Време на сушење.

$$A = 18.58 [m^2]; \quad X_1 = 0.38 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{SM}} \right]; \quad X_2 = 0.004 \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{SM}} \right];$$

$$m_{sm} = 399 [kg].$$

а) $m_{w-vk.} = ?$; б) $\tau_{vk.} = ?$

а) Влажност на материјал во двата периоди на сушење:

$$m_{w1} = m_{SM} \cdot (X_1 - X_c) \quad (1) \rightarrow X_c = ?$$

$$m_{w2} = m_{SM} \cdot (X_c - X_2) \quad (2) \rightarrow X_c = ?$$

Бараната критична влажност на материјалот, отчитана од добиениот график за брзина на сушење, *слика 7-9*. Критичната влажност е отчитана од апсцисата во точка (А) што одговара на завршување на периодот со константна брзина на сушење, отчитано е:

$$X_c = 0.195 \left[\frac{kg H_2O}{kg SM} \right]$$

Пресметана влага според изразите (1) и (2) :

$$(1): m_{w1} = 399 \cdot (0.38 - 0.195) = 73.815 [kg H_2O]$$

$$(2): m_{w2} = 399 \cdot (0.195 - 0.04) = 61.845 [kg H_2O]$$

Количина на влага отстранета од материјалот во процесот на сушење, вкупна влага :

$$(3): m_{w-вКУПНО} = m_{w1} + m_{w2} = 73.815 + 61.845 = 135.66 [kg H_2O]$$

Вкупно време на сушење:

$$б) \tau_{vk} = \tau_1 + \tau_2 \quad (4) \rightarrow \tau_1 = ?; \tau_2 = ?$$

Време на сушење при константна брзина на сушење се определува според изразот (3):

$$\tau_1 = \frac{m_{sm} (X_1 - X_c)}{A N_{A1}} \quad (5); \rightarrow N_{A1} = ?;$$

Од графиконот, *слика 7-9*, отчитана брзина на сушење во период со константна брзина:

$$N_A = 1.5 \left[\frac{kg}{m^2 h} \right];$$

$$(5): \tau_1 = \frac{399}{18.58 \cdot 1.51} (0.38 - 0.195) = 2.63 [h]$$

Времетраење на периодот со опаѓачка брзина на сушење:

$$(6): \tau_2 = -\frac{m_{sm}}{A} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} \rightarrow I = \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} = ?$$

Решавање на интегралот (I) со користење на нумеричка интеграција.
 Се користи *трапезно правило* дадено со изразот (7):

$$I = \frac{[x_5 - x_0]}{5} \left[\frac{f(x_5) + f(x_0)}{2} + f(x_1) + f(x_2) + f(x_3) + f(x_4) \right] \quad (7)$$

Се проширува *табелата 7-4* со пресметаните величини на интегралот (I) според изразот (7). Нумеричка интеграција на (τ_2) :

Табела 7-5. Проширена табела 7-4

	0	1	2	3	4	5
$X \left[\frac{kg_{H_2O}}{kg_{SM}} \right]$	0.195	0.150	0.100	0.065	0.05	0.04
$N_A \left[\frac{kg_{H_2O}}{m^2 s} \right]$	1.51	1.21	0.90	0.71	0.37	0.27
$\frac{1}{N_A} \left[\frac{m^2 h}{kg_{H_2O}} \right]$	0.66	0.83	1.11	1.41	2.70	3.70

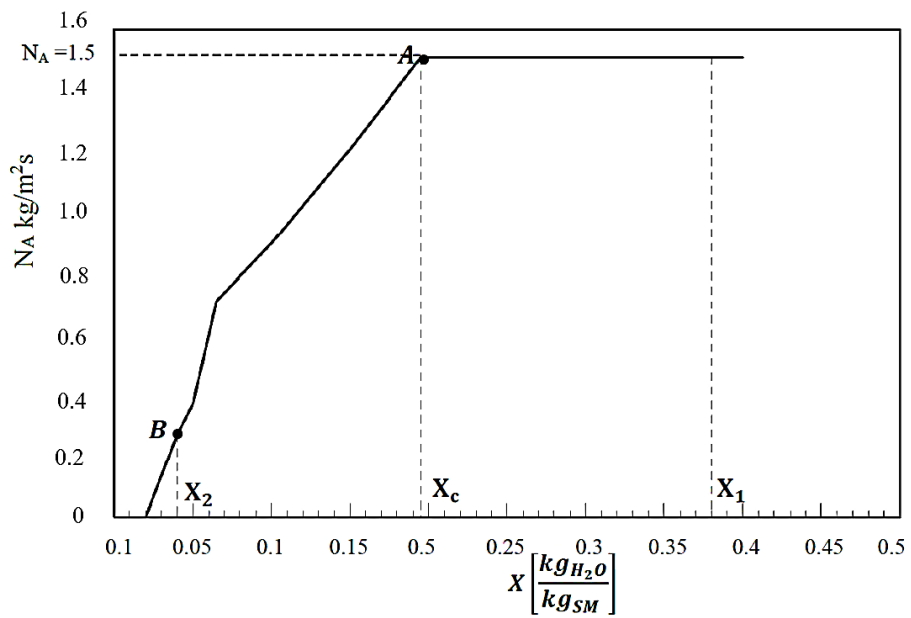
Во *табелата 7-5* има помалку вредности за поедноставна пресметка. Првата вредност за брзина на сушење (N_A) е иста со втората, а последната вредност на (N_A) е нула.

$$(7): \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} = \left(\frac{0.04 - 0.195}{5} \right) \left[\frac{3.70 + 0.66}{2} + 0.83 + 1.11 + 1.41 + 2.70 \right]$$

$$(7): \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N_A} = -0.255$$

$$(6): \tau_2 = -\frac{m_{sm}}{A} \int_{X_c}^{X_2} \frac{dX}{N_{A-2}} = -\frac{399}{18.58} (-0.255) = 5.48 [h]$$

$$\tau_{vk} = \tau_1 + \tau_2 = 2.63 + 5.48 = 8.11 [h]$$



Слика 7-9. Брзина на сушење

8. КРИСТАЛИЗАЦИЈА

Масата на кристали формирана во кристализатор ($m_{кр.}$) се одредува врз основа на израз за материјален биланс на кристализаторот:

$$m_{кр.}[kg] = \frac{m_1(\omega_2 - \omega_1) - m_{испарен.}\omega_2}{\omega_2 - x_{кр.}} \quad (8-1)$$

ω_1 – масен удел од безводна сол во почетен раствор;

ω_2 – масен удел од безводна сол во матичен луг по кристализација;

$m_{испарен.}[kg]$ – маса на испарен растворувач (вода);

Сооднос на моларна маса на безводна растворена компонента и кристален хидрат:

$$x_{кр.} = \frac{M}{M_{кр.}} \quad (8-2)$$

Топлина на растворање на слабо растворливи цврсти материи се пресметува:

$$L_s = \frac{19.2 * 10^3 \log \frac{S_1}{S_2}}{M \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)} \quad (8-3)$$

S_1, S_2 – растворливост на супстанција на температура $T_1; T_2[K]$, соодветно:

$M \left[\frac{kg}{kmol} \right]$ – моларна маса на растворена материја.

Топлина ослободена за време на кристализација без испарување:

$$Q = m_1 C_p (T_1 - T_2) + m_{кр.} L_{кр.} \quad (8-4)$$

Специфичен топлински капацитет на раствор:

$$C_{p-p} M = n_1 C_1 + n_2 C_2 + n_3 C_3 + \dots \left[\frac{J}{kgK} \right] \quad (8-5)$$

За двокомпонентен воден раствор, со процент на растворлива компонента ($\omega < 20$):

$$C_{p-p} = 4190(1 - \omega) \left[\frac{J}{kgK} \right] \quad (8-6)$$

Пресметка на топлински капацитет за поконцентрирани двокомпонентни водени раствори ($\omega > 20$):

$$C_{p-p} = 4190(1 - \omega) + C_1 \omega \left[\frac{J}{kgK} \right] \quad (8-7)$$

1. Раствор на натриум хидроксид првично содржи 79 g NaOH во 1 dm³ вода. Густина на испарениот раствор на 30°C е 1.555 g/cm³, со соодветна концентрација од 840 g на 1 dm³ раствор. Која маса вода е испарена на 1 t почетен раствор?

$$S_1 = 79 \left[\frac{g \text{ NaOH}}{dm^3} \right]; \quad T_1 = 30 [^\circ C]; \quad \rho_{30^\circ C} = 1.555 \left[\frac{g}{cm^3} \right];$$

$$\gamma_2 = 840 \left[\frac{g}{1 dm^3} \right]$$

$$m_1 = 1 [t] = 1000 [kg]; \quad m_{\text{испарен.}} = ?$$

$$m_{\text{испарен.}W} = m_1 \left(1 - \frac{\omega_1}{\omega_2} \right) \quad (1) \quad \text{— како за уварување; } \rightarrow \omega_1 = ?; \omega_2 = ?$$

Масен удел на безводна сол во почетен раствор:

$$\omega_1 = \frac{m_1}{m_1 + m_2} \quad (2)$$

Од дадената растворливост (S_1) на супстанцијата во почетен раствор, услов:

$$m_{1NaOH} = 79 [g]; \quad m_{2W} = 1000 [g] \text{ или } 1000 [cm^3] = 1 [dm^3]$$

$$(2): \omega_1 = \frac{79}{1000 + 79} = 0.0732$$

$$\omega_2 = \frac{\gamma_2}{m_{\text{испарен.}p-p}} \quad (3); \quad \rightarrow m_{\text{испарен.}p-p} = ?$$

$$m_{\text{испарен.}p-p} = \rho V = 1.555 * 1000 = 1555 [g] \quad (4)$$

ω_2 — масен удел на безводна сол во матичен луг по кристализација;

Со замена на изразот (4) во (3):

$$(3) \quad \omega_2 = \frac{\gamma_2}{m_{isp\ p-p}} = \frac{840}{1555} = 0.54$$

ω_2 – масен удел на безводна сол во матичен луг по кристализација;

Маса испарена вода на 1 [t] раствор на влез:

$$(1): \quad m_{испарен.в} = m_{1-1} \left(1 - \frac{\omega_1}{\omega_2} \right) = 1000 \left(1 - \frac{0.0732}{0.54} \right) = 864.4 \text{ [kg]}$$

2. Која маса K_2CO_3 ќе се оддели во форма на кристали во кристализатор при ладење на 2000 kg заситен раствор, од $80^\circ C$ на $35^\circ C$, ако не испарува воопшто вода? Солта на K_2CO_3 кристализира со 2 молекули вода во кристал како ($K_2CO_3 \cdot 2H_2O$).

$$m_{кр.} = ? \quad T_1 = 80 [^\circ C]; \quad T_2 = 35 [^\circ C]; \quad m_1 = ?$$

$$m_{кр.} = \frac{m_1(\omega_2 - \omega_1)}{\omega_2 - x_{кр.}} \quad (1); \quad \rightarrow \quad \omega_2 = ?; \quad \omega_1 = ?; \quad x_{кр.} = ?$$

Отчитано од Прилози, дијаграм (*слика 6-5 или табела 12-4*) растворливоста (S) на заситен воден раствор K_2CO_3 е:

$$T_1 = 80^\circ C: \quad S = 10 \text{ mol} \left[\frac{\text{дехидрирана сол}}{1000 \text{ g вода}} \right];$$

$$T_2 = 35 [^\circ C]: \quad S = 8.15 \text{ mol} \left[\frac{\text{дехидрирана сол}}{1000 \text{ g вода}} \right];$$

$$M_{K_2CO_3} = 138 \left[\frac{g}{mol} \right]; \quad M_{K_2CO_3 \cdot 2H_2O} = 174 \left[\frac{g}{mol} \right].$$

$$\omega_2(80^\circ C) = \frac{10 * 138}{1000 + 10 * 138} = 0.58 \left[\frac{kg}{kg} \right] \quad (2);$$

$$\omega_1(35^\circ C) = \frac{8.15 * 138}{1000 + 8.15 * 138} = 0.53 \left[\frac{kg}{kg} \right] \quad (2 - 1)$$

Во изразите (2) и (2-1) се множи со молекулска маса за да се добијат единици $\left[\frac{kg}{kg} \right]$.

$$x_{кр.} = \frac{M}{M_{кр.}} = \frac{138}{174} = 0.79$$

Кристализација без отстранување на дел од растворувачот, масата на одделени кристали е:

$$(1): m_{\text{кр.}} = \frac{m_1(\omega_2 - \omega_1)}{\omega_2 - x_{\text{кр.}}} = \frac{2000(0.58 - 0.53)}{0.79 - 0.53} = 380 \text{ [kg]}$$

3. Колкава количина топлина се одведува од континуиран кристализатор во кој се лади 2500 kg/h воден раствор KNO_3 од 80 до 30°C ? Растворливоста е $16.7 \text{ mol} / 1000 \text{ g H}_2\text{O}$ на 80°C . За време на ладењето од кристализаторот испарува 3% од тежината на растворот.

$$m_1 = 2500 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]; \quad T_1 = 80[^\circ\text{C}]; \quad T_2 = 30[^\circ\text{C}]; \quad m_{\text{испарено}} = 0.03 m_1$$

$$T_1 = 80[^\circ\text{C}]: \quad S_1 = 16.7 \left[\frac{\text{mol дехидрирана сол}}{1000\text{g вода}} \right];$$

$$Q = ?; \quad m_{\text{кр.}} = ?$$

$$m_{\text{испарено}} = 0.03 * 2500 = 75 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$m_{\text{кр.}} = \frac{m_1(\omega_2 - \omega_1) - m_{\text{испарен.}}\omega_2}{\omega_2 - x_{\text{кр.}}} \quad (1)$$

$$\omega_{1(80)} = ?; \quad \omega_{2(30)} = ?; \quad x_{\text{кр.}} = ?$$

Од дадената растворливост, се определува маса на KNO_3 :

$$m_{\text{KNO}_3} = n M_{\text{KNO}_3} = 16.7 * 101.1$$

$$\omega_{1(80)} = \frac{m_1}{m_1 + m_2} = \frac{16.7 * 101.1}{1000 + 16.7 * 101.1} = 0.63 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right]$$

Отчитаната растворливост за KNO_3 , од прилози (*слика 6-5 или табела 12-4*):

$$T_2 = 30^\circ\text{C}: \quad S_2 = 4.5 \text{ mol дехидрирана сол}/1000 \text{ g вода}$$

$$m_{2(\text{KNO}_3)} = n M_{\text{KNO}_3} = 4.5 * 101.1$$

$$\omega_{2(30^\circ\text{C})} = \frac{m_1}{m_1 + m_2} = \frac{4.5 * 101.1}{1001 + 4.5 * 101.1} = 0.31 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right]$$

$$x_{\text{кр.}} = \frac{M}{M_{\text{кр.}}} = \frac{M_{\text{KNO}_3}}{M_{\text{KNO}_3}} = 1$$

Оваа сол нема хидрат, изразот (1) е:

$$(1): m_{\text{кр.}} = \frac{m_1(\omega_2 - \omega_1) - m_{\text{ипарен.}}\omega_2}{\omega_2 - x_{\text{кр.}}}$$

$$m_{\text{кр.}} = \frac{2500(0.31 - 0.63) - 0.03 * 25000.31}{0.31 - 1}$$

$$m_{\text{кр.}} = 0.33 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] = 1180 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Од билансот на кристализатор, одделената топлина е:

$$Q = m_1 C_{p(p-p)}(T_1 - T_2) + m_{\text{кр.}} L_{\text{кр.}} - m_{\text{w,ипарен.}} L \quad (2) \rightarrow C_{p(p-p)} = ?$$

L -латентна топлина $\left(h_{lg} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] \right)$ – латентна топлина (на кристализација)

Специфичен капацитет на раствор:

$$C_{p-p} = 4190(1 - \omega) + c_1 \omega \left[\frac{\text{J}}{\text{kg K}} \right] \quad (3)$$

За раствор на 80°C со состав $\omega_{1(80)} = 62.8\%$, топлинскиот капацитет C_1 на растворената компонента е:

$$C_{p-p} M = n_1 C_1 + n_2 C_2 + n_3 C_3 + \dots \quad (4)$$

Од *табелата 8.3-5* се отчитуваат вредностите за атомски топлински капацитет на одделните елементи за KNO_3 се:

$$c(\text{K}) = c(\text{N}) = 26 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \right]; \quad c(\text{O}) = 16.8 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \right];$$

$$M(\text{KNO}_3) = 101.1 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{kg}} \right].$$

$$C_1 = \frac{\sum C_i}{M(\text{KNO}_3)} = \frac{26 + 26 + 3 * 16.8}{101.1} = 1.013 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

Просечна температура на раствор:

$$T_{\text{просечно}} = (80 + 30) / 2 = 55 [^{\circ}\text{C}]$$

Топлина на испарување на вода на 55°C , отчитана од *табелата 8.5.2-1*

$$L = 2368.2 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{kg}} \right]$$

$$(3): C_{p-p} = 4190(1 - \omega) + c_1\omega = C_{p-p} = 4190(1 - 0.63) + 1.013 * 0.63$$

$$C_{p-p} = 1559 \left[\frac{\text{J}}{\text{kgK}} \right]$$

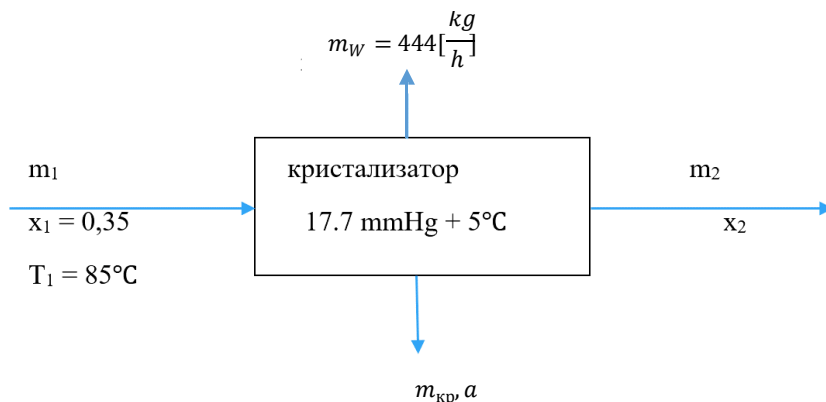
Топлината на раствор од изразот (2) е:

$$(2): Q_{\text{оддадена}} = m_1 C_{p(p-p)}(T_1 - T_2) + m_{kr} L_{kr} - m_{w.\text{испарена}} L$$

$$Q_{\text{оддадена}} = \frac{2500}{3600} 1559(80 - 30) + 0.33 \frac{35700 * 10^3}{101.1} - \frac{0.03 * 2500 * 2368.2 * 10^3}{3600}$$

$$Q_{\text{оддадена}} = 120616 \left[\frac{\text{J}}{\text{s}} \right] = 120.6 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right]$$

4. Во континуиран вакуум кристализатор се произведуваат 2500 kg/h кристален $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$. Притисокот во кристализаторот е 17.5 mmHg . Во кристализаторот се доведува 35% раствор на MgSO_4 на температура од 85°C . Зголемување на точка на вриење на растворот е 5°C . Да се пресмета количина почетен раствор во kg/h . Маса испарена вода е 444 kg/h а молекулски маси на безводен MgSO_4 и кристалохидрат се 120 g/mol и 246 g/mol , соодветно.



Слика 8-1. Континуиран вакуум кристализатор

$$m_{\text{кр.}(MgSO_4 * 7H_2O)} = 2500 \left[\frac{kg}{h} \right]; \quad P = 17.5 [mm Hg];$$

$$\omega_{1(MgSO_4)} = 35[mas\%] = 0.35;$$

$$T_{(MgSO_4)} = 85[^\circ C]; \quad m_w = 444 \left[\frac{kg}{h} \right];$$

$$T_{\text{врие.}(MgSO_4)} = +5[^\circ C] \text{ (за } P = 17.5 [mm Hg])$$

$$M(MgSO_4) = 120 \left[\frac{g}{mol} \right]; \quad M(MgSO_4 * 7H_2O) = 246 \left[\frac{g}{mol} \right];$$

$$x_2 = ?; \quad m_1 = ?$$

Масата е пресметана според материјален и компонентен биланс на кристализаторот за $MgSO_4$, *слика 8-1*:

$$(1): \begin{cases} m_1 = m_2 + m_{\text{кр.}} + m_{H_2O} \\ m_1 \omega_1 = m_2 \omega_2 + m_{\text{кр.}} x_{\text{кр.}} + m_{H_2O} * 0 \end{cases} \rightarrow m_1 = ?; \quad m_2 = ?;$$

$$x_{\text{кр.}} = ?; \quad \omega_2 = ?$$

Сооднос на моларна маса на безводна растворена компонента и кристален хидрат:

$$(2): x_{\text{кр.}} = \frac{M}{M_{\text{кр.}}} = \frac{M(MgSO_4)}{M(MgSO_4 * 7H_2O)} = \frac{120}{246} = 0.48$$

За определување на (x_2) , дадениот притисок $P = 17.5 [mm Hg]$, се конвертира во $[at]$ или $[kPa]$; единиците кои се дадени во *табелата 8.5.2-1(a)*- за заситена водена пара, нагласено е раствор (воден) врие и се добива водена пара.

$$760 [mm Hg] \rightarrow 1[at] \rightarrow 101.325[kPa]$$

$$17.5 [mm Hg] \rightarrow x[at] \rightarrow y[kPa]$$

$$x = 0.023[at] \rightarrow y = 2.33[kPa]$$

Отчитано за даден притисок од прилози, *табела 8.5.2-1(a)*:

$$P = x = 0.023[at] \rightarrow T_{\text{вр}} = 20^\circ C$$

Услов зголемување на температурата на вриење за 5°C, следува:

$$T_{\text{вр}}' = 20 + 5 = 25^{\circ}\text{C}$$

За новата пресметана температура на вриење, растворливост на MgSO_4 отчитано од Прилози, *табела 12-4*:

$$\omega_2 \% = \frac{m_2}{m_1 + m_2} = 26.7[\text{wt}\%] = 0.267$$

Со замена на познатите вредности од услов и пресметаната вредност од израз (2) во израз (1) се добива:

$$(1): \begin{cases} m_1 = m_2 + 2500 + 444 \\ 0.35m_1 = 0.267m_2 + 2500 * 0.48 + 0 \end{cases} \leftrightarrow \begin{cases} m_1 = m_2 + 2944 \\ 0.35m_1 = 0.267 m_2 + 1200 \end{cases}$$

$$0.35m_2 + 0.35 * 2944 = 0.267 m_2 + 1200$$

$$0.085m_2 = 169.6$$

$$m_2 = 1995.3 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$m_1 = 1995.3 + 2944 = 4939.3 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

9. Референци

1. W. L. McCabe, J. C. Smith, P. Harriott, *Unit operations of chemical engineering seventh edition solution manual*, McGraw-Hill Education, 2005.
2. Ž. Ciganović, *Tehnološke operacije 2, toplotne operacije, zbirka rešenih ispitnih zadataka sa izvodima iz teorije*, Beograd, 2002.
3. Jsiimovic B., Genic S. *Problemi iz toplotnih operacija i aparata*, Masinski fakultet, SMEITS, Beograd, 1996.
4. E.J. Henley, E.M. Rosen, *Material and energy balance calculations*, J. Willey, New York, 1969.
5. G. Ajoku, *Condensation heat transfer and the effects of non-condensable gases*, Department of chemical engineering University of Port Harcourt, 2018.
6. T. Gamse, *Examples Liquid- Liquid- Extraction*, Department of chemical engineering and environmental technology, Graz University of technology, 2018.
7. C. J. Geankoplis, *Transport processes and unit operations*, University of Minnesota, P T R Prentice-Hall, 1993.
8. T.K.Nguyen, *Unit operations (CHE 425) course notes*, Chemical and materials engineering, Cal Poly Pomona, 2016.
9. P. Raveendiran, *Heat and mass transfer-solved problems*, Mechanical engineering, 2008.
10. G. Popovic, *Zbirka zadataka iz tehnoloskih operacija III -Difuzione operacije-Resenih zadaci*, Savez studenata tehnoloskog fakulteta, Beograd, 1962
11. A. Гризо, Ф. Поповска, Р. Јаневска, *Збирка задачи по предметот Технолошки операции (машини и апарати во хемиската индустрија)* Просветно дело, Скопје, 1977.
12. Ž. Ciganović, *Tehnološke operacije 3 – Difuzione operacije, zbirka rešenih ispitnih zadataka sa izvodima iz teorije*, Beograd, 2005
13. M. Maksimovic, *Zbirka zadataka iz jedinicnih operacija hemijskog inzenjerstva*, Tehnoloski fakultet, Banja Luka, 2004.
14. B. Halasz, S. Mudrinić, *Riješenih zadataka za vježbe iz osnova termodinamike A*, Fakultet strojarstva i brodogradnje, katedra za tehničku termodinamiku, Zagreb, 2008/2009.
15. R. Topic, *Osnove projektovanja, proracuna i konstruisanja susara*, NK, Beograd, 1989.

Ниту еден дел од оваа публикација не смее да биде репродуциран на било кој начин без претходна писмена согласност на авторот

Е-издание:

https://www.ukim.edu.mk/e-izdanija/TMF/Zbirka_zadachi_po_tehnoleshki_operacii_2.pdf