

**Міністерство освіти і науки України**  
**Запорізька державна інженерна академія**

---



**І.Є. Лукошніков**  
**І.Ф. Червоний**  
**В.І. Іванов**

## **ВИРОБНИЦТВО ЕЛЕКТРОЛІТИЧНИХ АЛЮМІНІЮ І МАГНІЮ**

**Методичні вказівки до практичних занять  
та виконання контрольних,  
розрахунково-графічних, самостійних робіт і  
тестового контролю**

*для студентів ЗДІА  
спеціальності МКМ  
денного та заочного відділень*

**Запоріжжя**  
**2008**

**Міністерство освіти і науки України  
Запорізька державна інженерна академія**

## **ВИРОБНИЦТВО ЕЛЕКТРОЛІТИЧНИХ АЛЮМІНІЮ І МАГНІЮ**

**Методичні вказівки до практичних занять  
та виконання контрольних,  
розрахунково-графічних, самостійних робіт і  
тестового контролю**

*для студентів ЗДІА  
спеціальності МКМ  
денного та заочного відділень*

Рекомендовано до видання  
на засіданні кафедри МКМ,  
протокол № 8 від 28.11.2007 р.

**Виробництво електролітичних алюмінію і магнію.** Методичні вказівки до практичних занять та виконання контрольних, розрахунково-графічних, самостійних робіт і тестового контролю для студентів ЗДІА спеціальності МКМ денного та заочного відділень / укладачі І.Є. Лукошніков, І.Ф.Червоний, В.І. Іванов. – Запоріжжя, 2008. – 68 с.

Методичні вказівки призначено для студентів спеціальності "Металургія кольорових металів", що виконують практичні заняття, контрольні та розрахунково-графічні роботи з дисципліни "Виробництво електролітичних алюмінію і магнію". Вказівки містять головні означення, теоретичні відомості та термінологію з дисципліни, приклади та завдання щодо розрахунків електролізерів для продукування магнію та алюмінію, перелік тем самостійних робіт і список рекомендованої літератури.

Укладачі: **І.Є. Лукошніков – к.т.н., доцент;**

**І.Ф. Червоний – д.т.н., професор;**

**В.І. Іванов – ст. викладач**

Відповідальний за випуск: **зав. кафедрою МКМ,**

**д.т.н., професор Червоний І.Ф.**

## ЗМІСТ

	Стор.
<b>Вступ</b> .....	<b>4</b>
<b>1 Головні означення та теоретичні відомості</b> .....	<b>4</b>
1.1 Способи подання концентрації розчинів .....	4
1.2 Електрохімічний еквівалент .....	6
1.3 Вихід за струмом .....	6
1.4 Витрата електроенергії під час електролізу .....	8
1.5 Рівноважний електродний потенціал .....	10
1.6 Умовний стандартний електродний потенціал .....	12
1.7 Основні і відомості щодо магнію .....	12
1.8 Основні і відомості щодо алюмінію .....	14
<b>2 Вимоги до виконання контрольної і розрахунково-графічної роботи ..</b>	<b>15</b>
<b>3 Приклад розрахунку електролізера для виробництва магнію</b> .....	<b>16</b>
3.1 Початкові дані для розрахунку .....	16
3.2 Розрахунок матеріального балансу (Практичне заняття №1) .....	17
3.3 Визначення основних розмірів електролізера (Практичне заняття №2) .....	19
3.4 Розрахунок напруги (Практичне заняття №3) .....	21
3.5 Енергетичний баланс електролізера (Практичне заняття №4) .....	24
<b>4 Приклад розрахунку електролізера для виробництва алюмінію</b> .....	<b>30</b>
4.1 Розрахунок числа електролізерів і продуктивності серії .....	31
4.2 Конструктивний розрахунок електролізера (Практичне заняття №5) .....	33
4.3 Матеріальний розрахунок електролізера (Практичне заняття №6) .....	36
4.4 Електричний розрахунок електролізера (Практичне заняття №7) .....	40
4.5 Енергетичний розрахунок електролізера (Практичне заняття №8) .....	52
<b>Теми контрольних робіт</b> .....	<b>58</b>
<b>Контрольні завдання для самостійної роботи</b> .....	<b>59</b>
<b>ЗАПИТАННЯ ДЛЯ ТЕСТОВОГО КОНТРОЛЮ</b> .....	<b>60</b>
<b>ЛІТЕРАТУРА</b> .....	<b>65</b>
<b>ДОДАТОК А</b> .....	<b>66</b>
<b>ДОДАТОК Б</b> .....	<b>67</b>
<b>ДОДАТОК В</b> .....	<b>68</b>
<b>ДОДАТОК Г</b> .....	<b>68</b>

## ВСТУП

Металургія магнію і алюмінію – одна з тих галузей промисловості, які ефективно працюють і розвиваються на даний час в Україні. Основними промисловими методами виробництва цих металів, зважаючи на істотну їх активність, є способи високотемпературного електролізу.

У металургії вирішення значної частини питань здійснюють з використанням розрахункових методів, а, отже, інженер постійно має справу з різними технологічними розрахунками. За допомогою розрахунків на виробництві визначають вихід металу по струму, розміри ванни електролізера, напругу на клеммах електролізера, прихід і витрату тепла а також продуктивність одного агрегату.

Методичні вказівки призначені для розвитку у студентів практичних навичок самостійного і творчого виконання різних розрахункових завдань металургійного характеру.

У додатках приведені початкові дані до виконання багатоваріантних завдань.

## 1 ГОЛОВНІ ОЗНАЧЕННЯ ТА ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

### 1.1 Способи подання концентрації розчинів

**Концентрація розчину** - це масова кількість речовини, що розчинена та міститься в масовій чи об'ємній кількості розчину.

Головними способами подання концентрації розчинів у високотемпературній електрохімії є процентна та мільно-часткова (іонно-часткова) концентрації.

**Процентна концентрація** показує кількість грамів розчиненої речовини, що міститься в 100 г розчину. Наприклад, 3 %-й розчин кріоліту в розплаві містить 3 г  $\text{Al}_2\text{O}_3$  в 100 г розплаву.

Формула для визначення процентної концентрації розчину має такий вигляд:

$$C = \frac{m_1}{m_2} \cdot 100\% \quad (1.1)$$

або

$$C = \frac{m_1}{\rho_2 \cdot V_2} \cdot 100\%, \quad (1.2)$$

де  $C$  - концентрація розчину, % мас;

$m_1$  - маса розчиненої речовини, г;

$m_2$  - маса розчину, г;

$\rho$  - щільність розчину,  $\text{г/см}^3$  (г/мл);

$V$  - обсяг розчину,  $\text{см}^3$  (мл).

**Мільно-часткова концентрація** визначає кількість молей речовини, що є розчиненою, у загальній кількості молей речовини, що є розчиненою, та розчинника:

$$N_A = \frac{n_A}{\sum n_i}, \quad (1.3)$$

де  $N_A$  - мільно-часткова концентрація речовини  $A$ ;

$n$  - кількість молей речовини  $A$ , що є розчиненою, в розчині;

$\sum n_i$  - загальна кількість молей речовини  $A$ , що є розчиненою, та розчинника.

Наприклад, якщо мають розплав суміші солей  $A$ ,  $B$  і  $C$ , то мільно-часткова концентрація солі  $A$  в суміші дорівнює:

$$N_A = \frac{n_A}{(n_A + n_B + n_B)}, \quad (1.4)$$

де  $n_B$  і  $n_B$  - число молів солей  $B$  і  $B$  у розплаві відповідно.

Розмірність мільно-часткової концентрації - частки одиниці.

## 1.2 Електрохімічний еквівалент

**Електрохімічний еквівалент** - це теоретична маса речовини, яку відновили на катоді чи окислили на аноді під час проходження одиниці кількості електрики через електрохімічну комірку.

$$q = \frac{M}{z \cdot F}; \left( \frac{A}{z \cdot F} \right), \quad (1.5)$$

де  $q$  - електрохімічний еквівалент речовини, г/(А·год.);

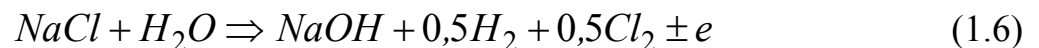
$M (A)$  - грам-молекулярна (грам-атомна) маса речовини, г;

$z$  - кількість електронів, що беруть участь в електрохімічній реакції (відповідає кількості Фарадеїв електрики, що пройшли через електрохімічну комірку);

$F$  - постійна Фарадея ( $F = 96493$  Кл/г-екв).

Оскільки, у загальному випадку, число  $z$  не є постійною величиною для тої ж самої речовини, то електрохімічний еквівалент  $q$  також не має постійне значення.

Наприклад, під час електролізу водяного розчину хлориду натрію ( $NaCl$ ) з виділенням на аноді хлору за реакцією



число Фарадеїв електрики, що витрачають на одну молекулу хлориду натрію дорівнює одиниці. Таким чином  $z = 1$ .

У випадку ж електролізу аналогічного розчину з одержанням хлориду натрію



на одну молекулу хлориду натрію витрачається шість Фарадеїв електрики. Отже, у даному випадку  $z = 6$ . Електрохімічні еквіваленти хлориду натрію для процесу (1.6) і (1.7) складають відповідно 2,18 і 0,364 г/(А·год.). Тут прийнято до уваги, що  $96493 \text{ Кл} = 26,8 \text{ А}\cdot\text{год.}$

### 1.3 Вихід за струмом

**Вихід за струмом** - це відношення маси речовини, що фактично відновилася на катоді чи окислилася на аноді до теоретичної маси речовини, що очікувалася до виділення на катоді чи окислювання на аноді (маємо відповідно катодний і анодний вихід за струмом).

$$B_T = \frac{m_{\text{ФАКТ}} \cdot 100\%}{m_{\text{ТЕОР}}}, \quad (1.8)$$

де  $B_T$  - катодний (чи анодний) вихід за струмом, %;

$m_{\text{ФАКТ}}$  і  $m_{\text{ТЕОР}}$  - фактична і теоретична маси речовини, г, відповідно.

Слід зазначити, що формулою (1.8) зручно користатися для визначення, наприклад, катодного виходу за струмом моновалентних металів ( $Na$ ,  $K$ ,  $Ca$ ,  $Al$ ,  $Mg$  і інші). Якщо ж метал, що виділяють на катоді, є полівалентним ( $V$ ,  $Fe$ ,  $Zr$ ), то користуватися зазначеною формулою для визначення катодного виходу за струмом не можна, тому що невідома кількість електронів, які беруть участь в електродній реакції [число  $z$  у формулі (1.5)].

Наприклад, під час проведення електролізу сольового розплаву складу  $NaCl-KCl-TiCl_2-TiCl_3$  на катоді одночасно протікають такі реакції:





Видно, що в електрохімічному процесі за реакцією (1.9) беруть участь два електрони ( $z = 2$ ), а під час процесу за реакцією (1.10) - три електрони ( $z = 3$ ). Реакція (1.11) взагалі не закінчується виділенням вільного титану та у загальному випадку для електролізу є паразитною, тому що електрика тут витрачається на перезаряд іонів тривалентного титану ( $Ti^{3+}$ ) до двовалентного стану ( $Ti^{2+}$ ) з наступним можливим транспортуванням іонів  $Ti^{2+}$  до поверхні анода (з конвективними потоками електроліту), де ці іони знову можуть піддаватися окислюванню. У такому випадку вихід титану за струмом обчислюють у г/(А·год.), для чого масу металу, що виділилася на катоді ( $m_{ФАКТ}$ ) відносять до кількості електрики, що є пропущеною через електролізер:

$$B_m^{Ti} = \frac{m_{ФАКТ}}{I \cdot \tau}, \quad (1.12)$$

#### 1.4 Витрата електроенергії під час електролізу

Кількість електричної енергії  $W_0$ , Вт·год., яку теоретично витрачають під час електролізу, визначають добутком кількості електрики, що є пропущеною через ванну, на напругу розкладання електроліту:

$$W_0 = U_0 \cdot I \cdot \tau, \quad (1.13)$$

де  $U_0$  - напруга розкладання електроліту, В; ( $U_0 = E_A - E_K$ );

$E_A, E_K$  - відповідно потенціал анода і катода, В;

$I$  - сила струму електролізу, А;

$\tau$  - тривалість електролізу, год.

Для виділення одного грам-еквіваленту металу теоретична витрата електроенергії дорівнює:

$$W_0 = U_0 \cdot F, \quad (1.14)$$

де  $F$  - кількість електрики, що є пропущеною через електрохімічну комірку, вона дорівнює числу Фарадея.

Практично, для виділення одного грам-еквіваленту металу витрата електроенергії буде дорівнювати:

$$W = U \cdot F, \quad (1.15)$$

де  $U$  - напруга на затискувачах комірки, В.

$$U = E_A - E_K + I \cdot R_{ЕЛ} + I \cdot R_{М ПР} + I \cdot R_{ОШ} + I \cdot R_{ЕЛ КОНТ} \quad (1.16)$$

де  $E_A$  - потенціал на межі «анод-електроліт», В;

$E_K$  - потенціал на межі «катод-електроліт», В;

$R_{ЕЛ}$  - опір електроліту, Ом;

$R_{М ПР}$  - опір металевих провідників (включаючи й електроди), Ом;

$R_{ОШ}$  - опір ошиновки, Ом;

$R_{ЕЛ КОНТ}$  - опір електричних контактів, Ом.

Рівняння (1.16) є рівнянням балансу напруг електролізера. З аналізу рівнянь (1.15) і (1.16) видно, що витрата електроенергії знижується під час зменшення напруги. Головним напрямком зниження напруги на ванні є зменшення опору електроліту. Цього досягають:

- підбором електроліту з високою питомою електропровідністю;
- підвищенням температури електроліту;
- зближенням електродів.

Важливим показником, що характеризує енергетичну сторону процесу електролізу, є коефіцієнт використання електроенергії. Він визначається як

$$K = \frac{W_o}{W} \cdot 100\%, \quad (1.17)$$

де  $K$  - коефіцієнт використання електроенергії, %.

Слід зазначити, що поняття коефіцієнта використання електроенергії має сенс тільки у випадку проведення процесів електроекстракції, тобто процесів одержання металів електролізом, коли постачальником іонів металу на катод є сам іонний розплав.

Під час електролітичного рафінування енергетична сторона процесу виглядає інакше. Якщо метал помістити до розплаву його солі, то під час його іонізації на аноді маємо ту ж кількість роботи, яку необхідно витратити на осадження металу з розплаву на катод. Отже, сума робіт на катоді й аноді повинна дорівнювати нулю, та робота струму, у даному випадку, зводиться до перенесення іонів. У зв'язку з цим під час електролітичного рафінування металів має місце  $W_0 = 0$ . У даному випадку приходиться аналізувати тільки вихід металу за струмом та практичну витрату енергії на одиницю маси продукту, що одержано на катоді, - питому витрату електроенергії.

$$\omega = \frac{I \cdot \tau}{m_{\text{ФАКТ.}}} \quad (1.18)$$

де  $\omega$  - питома витрата електроенергії, (А·год.)/г;  
 $I$  - сила струму електролізу, А;  
 $\tau$  - тривалість електролізу, год.;  
 $m_{\text{ФАКТ}}$  - маса металу, що фактично виділилася на катоді протягом електролізу, г.

## 1.5 Рівноважний електродний потенціал

**Рівноважний електродний потенціал** - це потенціал неполяризованого електрода, що знаходиться в оборотній рівновазі з електролітом, до якого він є зануреним.

Під час розрахунків в електрохімії водяних розчинів для визначення величини рівноважного електродного потенціалу зазвичай використовують рівняння Нернста:

$$E_{\text{РАВН}} = E^{\circ} + \frac{R \cdot T}{z \cdot F} \cdot \ln \frac{a_{\text{ОКИСЛ}}}{a_{\text{ВІДНОВЛ}}}, \quad (1.19)$$

де  $E_{\text{РАВН}}$  - рівноважний потенціал електрода, В;  
 $E^{\circ}$  - стандартний електродний потенціал, В.

Слід зазначити, що показник  $E^0$  є довідковою величиною, значення якої визначають за так званих стандартних умов. Для електрохімії водяних розчинів такі умови є наступними:

- температура електроліту, 298 К;
- тиск газової фази в електрохімічній комірці, 1 атм (980 кПа);
- концентрація іонів, що визначають потенціал, 1 г-іон/л.

В електрохімії іонних розплавів поняття стандартного потенціалу електрода є відсутнім, тому що неможливо підібрати таку «стандартну» температуру, за якої всі розплави знаходилися б в однаковому стані.

$R$  - універсальна газова постійна,  $R = 8,314$  Дж/(моль·К);

$T$  - температура електроліту, К;

$z$  - кількість електронів, що беруть участь в електродній реакції;

$F$  - постійна Фарадея, Кл/(г-екв);

$a$  окисл,  $a$  відновл. - відповідно активність окисленої та відновленої форми речовини (для розведених розчинів можна користуватися мільно-частковою концентрацією іонів, що визначають потенціал).

Наприклад, рівноважний електродний потенціал реакції



що зворотно протікає на цинковій пластинці, яку занурено до водяного розчину сульфату цинку, котрий має температуру 293 К, складе:

$$\begin{aligned} E_{\text{Zn}^{2+} / \text{Zn}} &= E^O_{\text{Zn}^{2+} / \text{Zn}} + \frac{R \cdot T}{z \cdot F} \cdot \ln [\text{Zn}^{2+}] = \\ &= -0,762 + \frac{2,303 \cdot 8,314 \cdot 293}{2 \cdot 96493} \cdot \ln [\text{Zn}^{2+}] = \\ &= -0,762 + 0,029 \lg [\text{Zn}^{2+}] \end{aligned} \quad (1.21)$$

## 1.6 Умовний стандартний електродний потенціал

**Умовний стандартний електродний потенціал** - це потенціал неполяризованого електрода, що знаходиться в зворотній рівновазі з високотемпературним розплавленим електролітом.

У зв'язку з тим, що термодинамічні характеристики, що визначають значення стандартного електродного потенціалу у високотемпературних розплавах ( $\Delta H_{Me}^{z+}$  і  $\Delta S_{Me}^{z+}$ ) є невідомими, значення показника  $E^{\circ}$  обчислити неможливо. У таких випадках значення стандартного електродного потенціалу визначають експериментально щодо якого-небудь нульового електрода порівняння та називають «умовним стандартним» електродним потенціалом.

Електрохімія іонних розплавів на відміну від електрохімії водяних розчинів поки не має у своєму розпорядженні ні нульового електрода порівняння, подібного водневому, ні загальноприйнятих універсальних електродів порівняння. Тут, як уже були сказано вище, загальноприйняті відносні стандартні електродні потенціали є відсутніми.

Практично у високотемпературній електрохімії користаються або «хлорною» шкалою, коли приймається  $E^{\circ}_{0,5Cl_2/Cl^-} = 0 \text{ В}$ , або «натрієвою» шкалою, коли приймається  $E^{\circ}_{Na^+/Na} = 0 \text{ В}$ .

## 1.7 Основні відомості щодо магнію

**Магній (Mg)** - хімічний елемент II підгрупи Періодичної системи Д.І. Менделєєва з атомним номером 12, атомною масою 24,303. Це сріблясто-білий дуже легкий метал.

*Фізичні властивості.* Магній – відноситься по класифікації до легких кольорових металів, має гексагональну щільно упаковану кристалічну решітку, алотропічних перетворень не має. Щільність магнію – 1739 кг/м<sup>3</sup>, температура плавлення – 651 °С, кипіння – 1107, теплопровідність – 0,37 кал/(см·с·град), теплоємність при температурі 651 °С–0,3 кал/град. Електропровідність складає 38,6 % від електропровідності міді. Питомий електро-

опір при температурі 20° С – 0,047 Ом•мм<sup>2</sup>/м. На долю магнію в земній корі доводиться 2,4 % від загальної маси. Основні руди магнію: *магнезит* -  $MgCO_3$ , *доломіт* -  $MgCO_3 \cdot CaCO_3$ , *карналіт* –  $MgCl_2 \cdot KCl \cdot 6H_2O$ , *бішофіт* -  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ , а в морській воді магнію міститься до 4 кг/м<sup>3</sup>.

Джерелом отримання магнію в даний час є магнезит (зміст магнію 28,6 %), доломіт (12,13 %), розсоли соляних озер (4,5 %), морська вода (0,13 %) і карналіт (8,8 %).

Магній є основним відновником, використовуваним при рафінуванні цирконію і титану. Важливою областю використання магнію є виробництво алюмінієвих сплавів (близько 50 % загального споживання). Другою за значенням областю застосування магнію є литво під тиском, в якій попит на метал за останні три роки виріс на 13 % (у Північній Америці для цих цілей використовується до 70 % від загального споживання металу). Очікується, що попит на такі магнієві відливки у виробництві відеокамер, корпусів телефонів і комп'ютерів буде стабільним. Збільшилося також споживання магнію для знесірчування (на 9 %). Магній є основним відновником, використовуваним при рафінуванні цирконію і титану. Проте в цьому виробництві магній витягується з вторинної сировини у формі хлориду і попит на первинний метал в цій області відносно низький.

*Виробництво магнію.* Магній отримують двома способами: термічним відновленням оксиду магнію і безперервним електролізом хлористого магнію. Термічний метод заснований на первинному випаленні магнезиту при температурі 700...800 °С, відновленні магнію вуглецем або кремнієм і подальшій конденсації магнію з газової фази. Другим методом морську воду або воду солоних озер змішують з вапняним молоком, яке облягає хлористий магній. Після фільтрації і зневоднення хлорид магнію направляють на електроліз, в процесі якого він розкладається на магній і хлор. Розплавлений магній збирають вакуум – ковшем, рафінують шляхом промивки флюсами і рідким тетрахлоридом титану. В результаті цього вміст шкідливої домішки заліза, що знижує корозійну стійкість магнію, зменшується в десятки разів. Застосо-

вують також рафінування рідкого магнію хлоридами марганцю і цирконію. Світове виробництво первинного магнію в 1996г. в порівнянні з 1995г. знизилося на 12,3 % - до 341 тис. т, вторинного, навпаки, зросло на 7,6 % - до 92 тис. т. У 1997г. випуск первинного магнію в світі виріс на 2,1 %, а його загальне виробництво (включаючи вторинний) – на 3,3 %, не досягнувши, проте максимуму, відміченого в 1995г. (474,5 тис. т). За даними «*Metals and Minerals Annual Review*», в період з 1995г. по 1998г. виробництво металевого магнію збільшилося майже на 30 % і досягло в 1998г. 436,8 тис. т. Його споживання у виробництві відливок під тиском підвищилося більш ніж на 50 тис. т – до 110,1 тис.

### 1.8 Основні і відомості щодо алюмінію

**Алюміній** ( $Al$ ) - хімічний елемент третьої групи Періодичної системи Д.І. Менделєєва. Атомний номер 13, атомна маса 26,9815. У природі існує один стабільний ізотоп  $^{29}Al$ . Це сріблясто-білий метал, легкий, легкоплавкий, пластичний, легко витягується в дріт і фольгу. Електропровідність алюмінію досить висока і поступається тільки сріблу ( $Ag$ ) і міді ( $Cu$ ) (у 2,3 рази менше ніж у міді), відноситься до групи легких металів.

Щільність алюмінію  $2699,9 \text{ кг/м}^3$  при температурі  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , температура плавлення  $660 \text{ }^\circ\text{C}$ , кипіння –  $2452 \text{ }^\circ\text{C}$ . Алюміній має кубічну гранецентрировану кристалічну решітку і не має алотропічних перетворень. Серед металів алюміній по поширенню в природі займає перше місце, по практичному використанню - друге (після заліза). Кларк алюмінію рівний 8,05, що в перерахунку на  $Al_2O_3$  складає близько 15 %. Алюміній знаходиться практично скрізь на земній кулі, оскільки його оксид ( $Al_2O_3$ ) складає основу бокситу.

Основним промисловим методом виробництва магнію і алюмінію є метод електролізу високотемпературних розплавів (відповідно карналітового і кріолітового), що містять іони цих металів.

У даній роботі наведені основи розрахунку електролізерів з виробництва магнію і алюмінію.

## 2. ВИМОГИ ДО ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВО-ГРАФІЧНОЇ РОБОТИ

Під час вивчення дисципліни «Виробництво електролітичних алюмінію і магнію» студенти виконують 2 розрахунково-графічних роботи:

- розрахунок електролізера для виробництва магнію;
- розрахунок електролізера для виробництва алюмінію.

Вихідні дані для виконання робіт вибирають відповідно за додатками А, Б. Інформацію про одиниці фізичних величин та їх обчислення подають у Міжнародній системі одиниць СІ (ГОСТ 8.417-81 «ГСИ. Единицы физических величин»).

Наприкінці розрахунково-графічних робіт студенти наводять перелік літератури, що використовують під час їх виконання.

Текст розрахунково-графічних робіт, подають на папері формату А4 (210×297 мм) з використанням однієї сторони аркуша. Повинно бути витримано такі розміри полів:

- ліве - 25 мм,
- верхнє та нижнє – 20 мм,
- праве - 15 мм.
- Обсяг роботи – до 25 аркушів.

Текст розрахунково-графічної роботи необхідно набирати на ПЕОМ у редакторі Microsoft Word шрифтом Times New Roman (розмір 14 пт) через півтора інтервали. Вписування до тексту окремих слів, умовних знаків, а також внесення виправлень, допускається тільки чорним чорнилом або пастою.

Всі розрахунки по роботах студенти повинні робити на комп'ютері у програмі Microsoft Excel.

За результатами розрахунків виконуються необхідні креслення з постановкою основних розмірів. Креслення (електролізер для продукування магнію і електролізер для продукування алюмінію) виконуються у графічному редакторі CorelDRAW 11 (або більш нові версії), а потім вставляються в



текст розрахунково-графічних робіт звичайним засобом. Формат креслень - А4. На рисунках повинні бути зображені (с основними розмірами)

- вид апарату спереду;
- вид шахти електролізера зверху і
- вид електродів з їх основними розмірами.

Нижче приведені приклади розрахунку діафрагмового електролізера з верхнім токопідводом для продукування магнію і електролізера для продукування алюмінію. Вихідні дані до розрахунку наведені в додатку А, Б. Вид електролізерів приведений на рисунках (додатки В, Г).

### **3 ПРИКЛАД РОЗРАХУНКУ ЕЛЕКТРОЛІЗЕРА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА МАГНІЮ**

#### **3.1. Початкові дані для розрахунку.**

Початкові дані для розрахунку діафрагмового електролізера на 100 кА з верхнім введенням анодів для електролізу зневодненого карналіту (електроліт калієвий):

1) Сила струму електролізу	100 кА
2) Щільність струму анодна	0,41 А/см <sup>2</sup>
3) Щільність струму катодна	0,50 А/см <sup>2</sup>
4) Щільність струму прохідна в аноді	5,20 А/см <sup>2</sup>
5) Щільність струму прохідна в катоді	25,0 А/см <sup>2</sup>
6) Відстань між електродами	7,0 см
7) Ширина анода	≤ 220 см
8) Вихід за струмом	78,5 %
9) Вихід шламу на 1 т магнію-сирцю	0,12 кг
10) Вихід перегону на 1 т магнію-сирцю	0,10 кг
11) Вихід відпрацьованого електроліту на 1 т магнію-сирцю	3,8 кг
12) Температура завантажуваного карналіту	680 °С
13) Температура робочого електроліту	700 °С
14) Відсмоктування газу з катодних осередків (при н.у.)	1200 м <sup>3</sup> /Г

Склад завантажуваної в електролізер сировини і витягуваних з нього речовин приведений в табл.3.1.

Таблиця 3.1- Хімічний склад зневодненого карналіту, відпрацьованого електроліту, шламу, перегону і магнію-сирцю

Речовина	Склад, % (мас.)				
	MgCl <sub>2</sub>	KCl	NaCl	MgO	Mg
Зневоднений карналіт	51,0	42,0	6,0	1,0	-
Відпрацьований карналіт	5,0	75,0	19,8	0,2	-
Шлам	8,0	54,0	15,0	20,0	3,0
Перегін	30,0	40,0	30,0	-	-
Магній-сирець	0,02	0,28	0,10	-	99,6

### 3.2. Розрахунок матеріального балансу

(Практичне заняття № 1)

При електролізі виділяється магнію:

- продукційного (у складі магнію-сирцю)  $100 \cdot 0,454 \cdot 0,8 = 36,3$  кг/год.;
- у складі шламу  $36,3 \cdot 0,12 \cdot 0,03 = 0,13$  кг/год.;
- всього  $36,3 + 0,13 = 36,43$  кг/год.

Витягується з електролізера, кг/год:

- магнію-сирцю  $36,43 : 0,996 = 36,5$ ;
- шламу  $36,5 \cdot 0,12 = 4,38$ ;
- перегону  $36,5 \cdot 0,10 = 3,65$ ;
- відпрацьованого електроліту  $36,5 \cdot 3,8 = 138,7$ ;
- хлору  $100 \cdot 1,323 \cdot 0,8 = 105,84$ .

Годинна витрата безводного карналіту (рівна сумі витягуваних за 1 годину речовин) складає  $36,5 + 4,38 + 3,65 + 138,7 + 105,84 = 289$  кг

Витрата безводного карналіту (51% MgCl<sub>2</sub>) на 1 кг магнію-сирцю  $289 : 36,5 = 7,93$  кг

Результати розрахунку матеріального балансу зведені в табл.3.2.

Таблиця 3.2- Матеріальний баланс магнійного електролізера на 100 кА

Потрапляє в електролізер			Витягується з електролізера		
сировина	на 1000 кг сировини, кг	кг/год.	продукт	на 1000 кг сировини, кг	кг/год.
Зневоднений карналіт (51 % MgCl <sub>2</sub> )	1000	289	Магній-сирець (99,6% Mg)	126,2	36,5
			Відпрацьований електроліт	481,5	138,7
			Шлам	15,2	4,38
			Перегін	12,6	3,65
			Хлор (100% Cl <sub>2</sub> )	364,5	105,84
Разом	1000	289	Разом	1000	289

У приведеному розрахунку матеріального балансу електролізера враховані тільки основні процеси, що протікають в ній. Слід мати до уваги, що разом з основними процесами, відбувається також ряд побічних. Наприклад, в карналітовому калієвому електроліті частково хлорується оксид магнію, що видно з приведенного нижче розрахунку (табл.1 і 2).

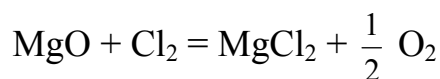
За 1 годину в електролізер поступає оксиду магнію у складі безводного карналіту

$$289 \cdot 0,01 = 2,89 \text{ кг}$$

За цей же час з електролізера витягується оксиду магнію (у складі відпрацьованого електроліту і шламу)

$$138,7 \cdot 0,002 + 4,38 \cdot 0,2 = 1,25 \text{ кг}$$

Зменшення кількості оксиду магнію є результатом її часткового хлорування в електроліті, наприклад, по реакції



При хлоруванні витрачається деяка кількість хлору, що зменшує його вихід, і утворюється додаткова кількість хлориду магнію, використовуваного для електролізу.

Ступінь хлорування оксиду магнію в нашому випадку складає:

$$\frac{(2,89 - 1,25) \cdot 100}{2,89} = 56,7 \%$$

При хлоруванні оксиду магнію виходить хлориду магнію:

$$(2,89 - 1,25) \cdot 2,36 = 3,76 \text{ кг/рік}$$

де 2,36 – відношення молекулярних мас  $\text{MgCl}_2$  і  $\text{MgO}$ .

Витрачається хлору:

$$\frac{3,76 \cdot 70,92}{95,21} = 2,87 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$$

де 70,92 і 95,21 – відповідно молекулярні маси хлору і хлориду магнію.

Кількості речовин, які витрачаються і утворюються в результаті хлорування оксиду магнію, а також унаслідок інших побічних процесів, незначні в порівнянні з масою основних продуктів реакції і тому в практичних балансах зазвичай не враховуються.

### 3.3. Визначення основних розмірів електролізера

*(Практичне заняття № 2)*

#### **Число анодів.**

Площа поперечного перетину всіх анодів рівна

$$F = \frac{I}{i_a} = \frac{100000}{5,2} = 19250 \text{ см}^2 \quad (3.1)$$

Для виготовлення анодів застосовуємо графітові бруси поперечним перетином 15×30 см. Розрахункове число брусів у всіх анодах рівне

$$m = \frac{19250}{20 \cdot 30} = 32$$

Щоб ширина анода була в межах заданих величин (не більше 220 см), приймаємо 5 анодів по 7 брусів в кожному. Тоді ширина анода:

$$B_a = 7 \times 30 = 210 \text{ см},$$

і фактична прохідна щільність струму в аноді

$$i'_a = \frac{100000}{210 \cdot 20 \cdot 5} = 4,76 \frac{A}{\text{см}^2}$$

Приймаючи робочу висоту анода  $H_a = 90$  см, визначимо величину робочої поверхні анода:

$$S_a = H_a B_a = 90 \cdot 210 = 18900 \text{ см}^2.$$

Величина робочої поверхні катода визначається співвідношенням анодної і катодної щільності струму:

$$\frac{S_k}{S_a} = \frac{i_a}{i_k}; \quad S_k = \frac{S_a \cdot i_a}{i_k} = \frac{18900 \cdot 0,41}{0,5} = 15500 \text{ см}^2$$

Приймаючи ширину катодного листа  $B_k$  рівній ширині анода, знаходимо висоту катодного листа:

$$H_k = \frac{15500}{210} = 74 \text{ см}$$

Число катодів рівне подвоєному числу анодів, тобто

$$5 \cdot 2 = 10$$

Внутрішні розміри анодних осередків визначаються таким чином:

**довжина**

$$L = a + (2 \cdot 10) = 210 + (2 \cdot 10) = 230 \text{ см};$$

де  $a$  – ширина анода, см;

**ширина**

$$b + 2 \cdot c = 15 + 2 \cdot 9 = 33 \text{ см};$$

де  $b$  – товщина анода, см;

$c$  – відстань від анода до діафрагми, рівна зазвичай у потужних електролізерах 9 см.

Катодний осередок на 100 мм ширше анодного. Глибина ванни визначається висотою робочої частини анода і відстанню від його нижньої кромки до подины.

Товщина футеровки і теплової ізоляції визначається умовами теплового балансу електролізера, зокрема температурою зовнішньої стінки кожуха, яка повинна бути не більше 60.70 С. При цих умовах електроліт, що просочує футеровку, застигає в ній, не доходячи до внутрішньої стінки кожуха.

### **3.4. Розрахунок напруги** (Практичне заняття №3)

Баланс напруги електролізера визначається рівністю

$$U = V_a + V_k + V_s + V_{ou} + E \quad (3.2)$$

Величини  $V_a$ ,  $V_k$ ,  $V_e$  визначимо розрахунковим шляхом (рис.3.1). Перепад напруги в аноді

$$V_a = i'_a \cdot l_a \cdot \rho_{sp}, B \quad (3.3)$$

де  $i'_a$  — фактична прохідна щільність струму в аноді,  $4,76 \text{ A/cm}^2$ ;  
 $l_a$  — «шлях струму» в аноді, тобто відстань від центру контактної шини до середини робочої частини анода, прийняте з конструктивних міркувань рівним  $140 \text{ см}$ ;  
 $\rho_{sp}$  — питомий опір штучного графіту,  $11,5 \cdot 10^{-4} \text{ Ом}\cdot\text{см}$ .

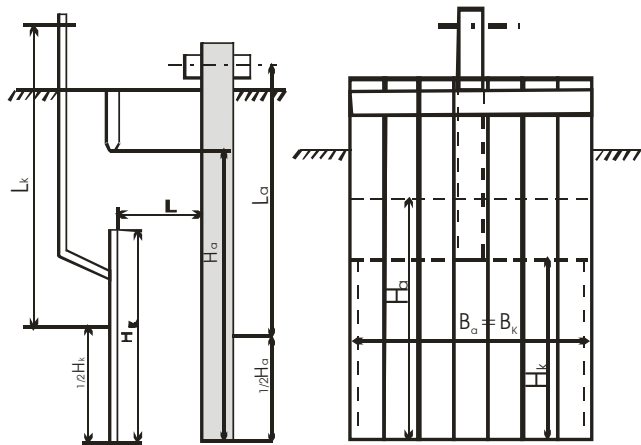


Рисунок 3.1 - До розрахунку магнієвого електролізера

По формулі (3.3):

$$V_a = 4,76 \cdot 140 \cdot 11,5 \cdot 10^{-4} = 0,77 \text{ В}$$

Перепад напруги в катоді

$$V_k = i'_k \cdot l_k \cdot \rho_{cm}, B \quad (3.4)$$

де  $i'_k$  — прохідна щільність струму в катоді,  $(25,0 \text{ A/cm}^2)$ ;  
 $l_k$  — шлях струму в катоді,  $170 \text{ см}$ ;  
 $\rho$  — питомий опір литої сталі при  $500 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $(0,6 \cdot 10^{-4} \text{ Ом}\cdot\text{см})$ .

По формулі (3.4):

$$V_k = 25 \cdot 170 \cdot 0,6 \cdot 10^{-4} = 0,26 \text{ В}$$

Перепад напруги в електроліті обчислюваний за формулою (3.5):

$$V_{\text{э}} = \frac{i_{\text{cp}} \cdot L}{K_k}, \text{ В}, \quad (3.5)$$

де  $V_{\text{э}}$  — перепад напруги в електроліті, В;

$i_{\text{cp}} = \sqrt{i_a i_k}$  — щільність струму в середньому перетині електроліту,  
А/см<sup>2</sup>;

$L$  — відстань між електродами, см;

$K$  — питома електропровідність електроліту, Ом<sup>-1</sup>·см<sup>-1</sup>;

$k$  — коефіцієнт зменшення електропровідності електроліту внаслідок газонаповнення.

Підставив у формулу (3.5) значення  $i_a = 0,41$ ;  $i_k = 0,50$ ;  $L = 7,0$ ;  $K = 1,83$ ;  $k = 0,993$ , знаходимо

$$V_{\text{э}} = \frac{\sqrt{0,41 \cdot 0,51} \cdot 7}{1,83 \cdot 0,93} = 1,85 \text{ В}$$

Падіння напруги в ошиновці і контактах  $V_{\text{ош}}$  приймаємо з практичними даними, 0,3 В, Напруга розкладання  $E = 2,8$  В.

Напруга на затисках електролізера

$$U = 0,77 + 0,26 + 1,85 + 0,3 + 2,8 = 5,98 \text{ В}$$



### 3.5. Енергетичний баланс електролізера

(Практичне заняття №4)

Баланс складаємо приймаючи температуру електролізу (700 °С) за рівнянням

$$860 \cdot I \cdot V_{a.k.} = Q_p + Q_H + Q_{и} + Q_{пр} + Q_{к.о.} + Q_{т.п.}$$

де  $I$  – сила струму, що проходить через електролізер, кА;

$V_{a.k.}$  – перепад напруги між електродами, В;

$Q_p, Q_H, Q_{и}, Q_{пр}, Q_{к.о.}, Q_{т.п.}$  – відповідно витрата енергії на розкладання хлориду магнію, нагрівання завантажених речовин, випаровування електроліту і розкладання домішок, ккал/год.

*Прибуткова частина балансу*

Прихід енергії (електричної) рівний, ккал/год.:

$$N = I \cdot V_{a.k.} \cdot 860 \tag{3.6}$$

Підставляючи у вираз (6) значення величин:

$$I = 100 \text{ кА}; V_{a.k.} = U - V_{\text{ош}} = 5,98 - 0,3 = 5,68 \text{ В}$$

знаходимо

$$N = 100 \cdot 5,68 \cdot 860 = 488480 \text{ ккал/год.}$$

*Витратна частина балансу*

Витрата енергії на розкладання хлориду магнію (компенсація зміни внутрішній енергії системи унаслідок розкладання хлориду магнію на магній і хлор)

Витрата на розкладання  $MgCl_2$

$$q_1 = a_{Mg} H_{700} \quad (3.7)$$

де  $a_{Mg}$  - кількість отриманого у складі магнію-сирцю і шламу металевого магнію, кг/год.;

$H_{700}$  - питома теплота утворення  $MgCl_2$  при  $700^\circ C$ , віднесена до 1 кг магнію, ккал/кг.

Витрата на розкладання  $KCl-MgCl_2$ :

$$q_2 = a_{Mg} H_{700}' \quad (3.8)$$

де  $H_{700}'$  – питома теплота утворення  $KCl-MgCl_2$  з  $KCl$  і  $MgCl_2$  при  $700^\circ C$ , ккал/кг.

Хлор виділяється при  $700^\circ C$ , а виходить безперервно з електролізера з меншою температурою, наприклад  $300^\circ C$ . Отже, частина внутрішньої енергії, якою володів хлор у момент виділення, залишається в системі. Тому з величини обчисленої витрати енергії на розкладання  $MgCl_2$  і  $KCl-MgCl_2$  треба відняти величину  $q_3$  – різниця тепловміщень хлору при  $700\dots 300^\circ C$ :

$$q_3 = a_x \cdot c_x \cdot (t_e - t_x) \quad (3.9)$$

де  $a_x$  – кількість хлору, кг/год.;

$c_x$  – теплоємність хлору, ккал/(кг·град.);

$t_e, t_x$  – відповідно температури хлору у момент виділення і на виході  $^\circ C$ .

Тоді витрата енергії по першій статті витратної частини балансу виразиться формулою (3.10)

$$Q_p = a_{Mg}(q_1 + q_2) - a_x c_x (t_e - t_x) \quad (3.10)$$

$H_{700} = 5866$  ккал/кг,  $H_{700}' = 131$  ккал/кг.

Середня питома теплоємність хлору (у інтервалі 0...800 °С) складає 0,1276 ккал/(кг·град),  $t_e = 720$  °С,  $t_x = 300$  °С. Згідно матеріальному розрахунку

$$a_{Mg} = 36,43 \text{ кг/год.}, a_x = 105,84 \text{ кг/год.}$$

Тоді по формулі (3.9):

$$Q_p = 36,43 \cdot (5866 + 131) - 105,84 \cdot 0,1276 (700 - 300) = 213491 \text{ ккал/год.}$$

Витрата енергії на нагрівання завантаженого безводного карналіту

$$Q_H = a_K \cdot c_K \cdot (t_e - t_K) \quad (3.11)$$

де  $a_K$  – кількість завантаженого безводного карналіту, кг/год.;

$c_K$  – середня питома теплоємність рідкого безводного карналіту, ккал/(кг·град.);

$t_e, t_K$  – відповідно температури електроліту і безводного карналіту, °С.

Середня питома теплоємність рідкого безводного карналіту (у інтервалі 500...750 °С) складає 0,266 ккал/(кг·град).  $t_e = 700$  °С;  $t_K = 680$  °С. Згідно матеріальному балансу,  $a_K = 289$  кг/год. Тоді по формулі (3.10):

$$Q_H = 289 \cdot 0,266 (700 - 680) = 1537 \text{ ккал/год.}$$

*Витрата енергії на випаровування електроліту*

$$Q_u = \Sigma b q_u \quad (3.12)$$

де  $b$  – кількість солі в перегоні, кг/год.;

$q_u$  - теплота випаровування солі, ккал/кг.

Згідно матеріального балансу, за 1 ч виходить 3,65 кг перегону, зокрема 1,1 кг  $MgCl_2$ , 1,46 кг  $KCl$  і 1,1 кг  $NaCl$ . Теплоти випаровування  $MgCl_2$ ,  $KCl$  і  $NaCl$  відповідно рівні 344, 530 і 702 ккал/кг. Тоді

$$Q_{и} = 1,1 \cdot 344 + 1,46 \cdot 530 + 1,1 \cdot 702 = 1924 \text{ ккал/год}$$

*Витрата енергії на розкладання домішок.*

Згідно з практичними даними, витрата енергії по цій статті складає в середньому 14,5 ккал на 1 кг безводного карналіту. Тоді по формулі (3.11):

$$Q_{пр} = 289 \cdot 14,5 = 4191 \text{ ккал/год}$$

Втрати тепла з повітрям, що відсисається з катодного простору (катодне відсмоктування)

$$Q_{к.о.} = a_{в} \cdot c_{в} \cdot (t_{г} - t_{в}) \quad (3.13)$$

де  $a_{в}$  – кількість повітря, що відсмоктується з катодного простору, м<sup>3</sup>/ч;

$c_{в}$  – теплоємність повітря, ккал/(м<sup>3</sup>·град);

$t_{в}$ ,  $t_{г}$  – відповідно температури повітря на вході в електролізер і на виході з нього °С.

Приймаємо, що температура навколишнього повітря 20° С і температура повітря на виході з катодного простору 270° С. Теплоємність повітря (у інтервалі 0...400° С) дорівнює 0,24 ккал/(кг·град) або

$$1 \cdot 293 \cdot 0,24 = 0,31 \text{ ккал/(м}^3\text{·град)}$$

Тоді по формулі (3.13):

$$Q_{к.о.} = 1200 \cdot 0,31(270 - 20) = 93000 \text{ ккал/ч}$$

### Втрати тепла з поверхонь електролізера

Втрати тепла з поверхонь електролізера унаслідок теплопровідності, а також конвекцією і випромінюванням можна обчислити, користуючись відомими формулами теплопередачі або практичними коефіцієнтами тепловіддачі з відповідних поверхонь електролізера, якщо відомі матеріал, розміри і температура тепловіддаючих поверхонь. Тут ми визначимо величину теплових втрат по різниці

$$Q_{т.п.} = N - \Sigma Q = 488480 - (213491 + 1537 + 1924 + 4191 + 93000) = 174337 \text{ ккал/ч}$$

За даними табл. 3.3 видно, що витрата енергії на розкладання хлориду магнію і його комплексного з'єднання з хлоридом калія складає 43,8 %, теплові втрати

Таблиця 3.3 – Енергетичний баланс магнієвого електролізера на 100 кА.

Приход енергії	Кількість			Расход енергії	Кількість		
	кВт·год/год	ккал/год	%		кВт·год/год	ккал/год (кДЖ)	%
Електрична енергія	568	488480	100	На розкладання хлориду магнію і комплексів	248,8	213491	43,8
				На нагрів безводного карналіту	1,8	1537	0,3
				На випаровування електроліту	2,2	1924	0,4
				На розкладання домішок	5,2	4191	0,9
				Теплові втрати: з газами катодного відсмоктування з поверх-ностей електролізера	108	93000	19,0
Разом	568	488480	100	Разом	568	488480	100

19,0 + 35,6 = 54,6 % і інші статті витрати близько 2 % від всієї підведеної до електролізера енергії.

Вихід по енергії складає: без урахування втрати енергії в ошиновці

$$B_{en} = \frac{3,1}{5,68} \cdot 0,8 \cdot 100 = 43,5 \%,$$

з урахуванням втрати енергії в ошиновці

$$B'_{en} = \frac{3,1}{5,98} \cdot 0,8 \cdot 100 = 41,5 \%.$$

Питома витрата електричної енергії на затисках електролізера рівна

$$W_y = \frac{5,98}{0,454 \cdot 0,8} = 16,5 \text{ кВт} \cdot \text{ч} / \text{кг}.$$

Вихід магнію (100 % Mg) на витрачену 1 кВт год електроенергії

$$A_{Mg} = \frac{1000}{16,5} \cdot 0,996 = 60,3 \text{ г}.$$

#### 4 ПРИКЛАД РОЗРАХУНКУ ЕЛЕКТРОЛІЗЕРА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА АЛЮМІНІЮ

*Початкові дані для розрахунку:*

1. Сила струму електролізу I, кА	100
2. Вартість ел. енергії, грн.	0,27
3. Вихід за струмом $V_c$ , %	86,5
4. Втрати напруги в шинопроводах преобразовательной підстанції, %	1,0
5. Резерв напруги (а.е.), В	30,0
6. Резерв напруги (к.к.), В	1,0
7. Тривалість анодного ефекту, с	90
8. Кількість анодних ефектів на добу, шт.	1,0
9. Напруга при анодному ефекті, В	35,0
10. Ширина анода, мм	2700
11. Рівень технологічного алюмінію, мм	320
12. Висота електроліту, мм	180
13. Товщина кірки, мм	50,0
14. Витрата глинозему, кг/кг Al	1,920
15. Витрата $AlF_3$ , кг/кг Al	0,025
16. Витрата криоліту, кг/кг Al	0,020
17. Витрата анодної маси, кг/кг Al	0,530
18. Вміст $CO_2$ в анодних газах, %	60,0
19. Вміст CO в анодних газах, %	40,0
20. Щільність струму в стояках і ін., $A/mm^2$	0,3
21. Середнє струмове навантаження на штир, А	2000
22. Щільність струму для сталі $i_{ст}$ , $A/mm^2$	0,2

Розрахуємо електролізер на 100 кА з анодом, що самоопалюється, і верхнім струмопідводом. При цьому як катодний пристрій приймемо найбільш прогресивну збірно-блокову конструкцію поду з катодним кожухом

контрфорсного типу. Для перетворення змінного струму в постійний прийємо типову підстанцію на 850 В; обладнану напівпровідниковими випрямними агрегатами (кремнієвими) з коефіцієнтом перетворення струму 97 %.

Для електролізера з анодом, що самоопалюється, на силу струму 100 кА при вартості електроенергії 0,27 коп. за 1 кВт·год економічна анодна щільність струму складає близько 0,7 А/см<sup>2</sup>. Практика експлуатації таких електролізерів показує, що вихід за струмом на них складає 86...87 %. Для подальшого розрахунку вихід за струмом (%) приймаємо рівним 86,5 %.

Виходячи з досягнутої передовими алюмінієвими заводами витрати електроенергії (W) 14800 кВт·ч на 1 т алюмінію визначаємо розрахункову величину середньої напруги:

$$U_{\text{cp}} = 0,335 \text{ W} \cdot V_c \cdot 10^{-5} = 0,335 \cdot 14800 \cdot 86,5 \cdot 10^{-5} = 4,29 \text{ В}$$

де 0,335 — електрохімічний еквівалент, г/(А·год).

#### **4.1. Розрахунок числа електролізерів і продуктивності серії**

Число працюючих електролізерів в серії визначається середньою напругою електролізера (без складової від анодних ефектів) і напругою випрямних агрегатів. При цьому враховуються: втрати напруги в шинопроводах перетворювальної підстанції (приймаємо 1 %), резерв напруги для попередження зниження сили струму при виникненні анодного ефекту (приймаємо 30 В) і резерв напруги для компенсації можливих коливань в зовнішній електромережі (приймаємо 1 %).

За цих умов для підстанції на 850 В визначальне число встановлюваних в серії електролізерів напруга складе:



$$850 - (8,5+30+8,5) = 803 \text{ В}$$

При роботі в режимі, коли допускається один анодний ефект в добу тривалістю 1,5 мін з напругою 35 В, складова частина від анодних ефектів в середній напрузі електролізера буде рівна:

$$1 \cdot 1,5 \cdot 35 / (24 \cdot 60) = 0,036 \text{ В}$$

де 24—число годин у добі;

60 — число хвилин у годині.

Число робочих електролізерів  $n_{\text{роб}}$  в серії складе:

$$n_{\text{роб}} = 803 / (4,29 - 0,04) = 189 \text{ (скруглено)}$$

Для максимального використання можливостей перетворювальної підстанції і забезпечення постійності продуктивності серії число встановлюваних в ній електролізерів повинне бути більше, ніж тих що працюють, на число резервних електролізерів.

Число резервних електролізерів в серії визначається тривалістю міжремонтної експлуатації (приймаємо 3 роки) і тривалістю простою на ремонті (приймаємо 18 діб з випаленням). За цих умов число резервних електролізерів  $n_1$  складе:

$$n_1 = \frac{(n_{\text{роб}} + n_1) \cdot 18}{3 \cdot 365} = \frac{(189 + n_1) \cdot 18}{3 \cdot 365} = 3 \text{ (скруглено)}$$

де 365—число днів у році.

Загальне число встановлюваних в серії електролізерів  $n$  складе:

$$n = n_{\text{роб}} + n_1 = 189 + 3 = 192$$

При найбільш поширеному дворядному розташуванні електролізерів серія з 192 електролізерів розміщується в двох корпусах електролізу по 96 електролізерів у кожному.

Річна продуктивність серії (P) розраховується по формулі:

$$P = I \cdot 8760 \cdot 0,335 \cdot V_c \cdot n_{роб} \cdot 10^{-6} = 100000 \cdot 8760 \cdot 0,335 \cdot 0,865 \cdot 189 \cdot 10^{-6} = 47976$$

т

де I - сила струму серії, А;

8760 — число годин у році;

0,335 електрохімічний еквівалент, г/(А·год.);

$V_c$  — вихід за струмом, долі од.;

$n_{роб}$  - число працюючих електролізерів у серії.

## 4.2 Конструктивний розрахунок електролізера

*(Практичне заняття № 5)*

При конструктивному розрахунку визначають основні розміри (габарити) електролізера.

*Розміри анода.*

Площа перетину анода  $S_a$  визначається по силі струму I і анодній щільності струму  $i_a$ :

$$S_a = \frac{I}{i_a} = \frac{100000}{0,7} = 142860 \text{ см}^2 \text{ (скруглено)}$$

Ширину анода  $B_a$  приймаємо рівною 270 см, тоді довжина ( $A$ ) визначається як

$$A = S_a/B_a = 142860/270 = 530 \text{ см}$$

Висота анода  $H_a$  визначається з суми висот конуса спікання  $h_K$  (приймаємо 1100 мм) і рівня рідкої анодної маси  $h_p$  (приймаємо 350 мм). Звідси

$$H_a = h_K + h_p = 1100 + 350 = 1550 \text{ мм.}$$

#### *Внутрішні розміри шахти електролізера*

Визначаємо із знайдених розмірів (довжини і ширини) анода і відстані до стінок бортової футеровки електролізера.

Досвідом експлуатації електролізерів встановлено, що оптимальна відстань від подовжньої сторони анода до бічної футеровки повинна складати 550...650 мм, а в частині торця 500...600 мм залежно від типу і потужності електролізера. Приймаємо цю відстань для подовжньої сторони  $a = 600$  мм, а для торця  $b = 550$  мм. Тоді внутрішні розміри шахти електролізної ванни складуть:

$$B_{\text{ш}} = B_a + 2b = 2700 + 2 \cdot 600 = 3900 \text{ мм};$$

$$L_{\text{ш}} = A + 2b = 5300 + 2 \cdot 600 = 6400 \text{ мм.}$$

Глибина шахти ванни ( $H_{\text{ш}}$ ) при рівні

- технологічного алюмінію  $h_M = 320$  мм;
  - електроліту  $h_e = 180$  мм і
  - товщині кірки електроліту з глиноземом в шахті ванни  $h_r = 50$  мм
- складе:

$$H = h_M + h_e + h_r = 320 + 180 + 50 = 550 \text{ мм}$$

### *Конструкція катода*

Основні розміри конструктивних елементів збірно-блокового катодного пристрою визначаються знайденими геометричними розмірами шахти ванни і стандартними розмірами прошивних вугільних блоків, що випускаються промисловістю, і сталевих струмопідводящих стрижнів.

Вітчизняна промисловість випускає катодні блоки заввишки 400 мм, шириною 550 мм і завдовжки від 600 до 2200 мм. При ширині поду ванни 3900 мм вибираємо довжину катодних блоків, рівну 2000 мм і 1600 мм. Тоді відстань між катодними і бічними блоками по подовжній стороні шахти ванни буде рівна:

$$3900 - (2000 + 1600 + 40) : 2 = 130 \text{ мм}$$

де 40 — ширина шва між катодними блоками, мм.

Відстань між катодними і бічними блоками в торцях шахти ванни буде дорівнювати:

$$6400 - (10 \cdot 550 + 9 \cdot 40) : 2 = 270 \text{ мм}$$

де 10 — число катодних блоків в ряду;

8 — число набивних швів між катодними блоками.

Таким чином, подина електролізера буде змонтована з 20 катодних секцій з перев'язкою центрального шва по 10 секцій в ряді. У паз кожного блоку закладаються чавуном катодні стрижні перетином 115×230 мм, завдовжки 2590 мм для блоків 400×550×2000 і довжиною 2190 мм — для блоків 400×550×1600 мм.

### *Розміри катодного кожуха*

Внутрішні розміри кожуха визначаються геометричними розмірами шахти ванни і товщиною шару теплоізоляційних матеріалів. За умови застосування як бічної футеровки вугільних плит завтовшки 200 мм і теплоізоля-

ційного шару завтовшки 60 мм, а для подини шахти ванни, окрім катодних блоків заввишки 400 мм, вугільної подушки 30 мм, теплоізоляційного шару з 5 рядів цеглини по 65 мм кожен і шамотної засипки товщиною 50 мм, внутрішні розміри катодного кожуха складуть:

довжина

$$L_{\text{кож}} = L_{\text{ш}} + 2 (200 + 60) = 6400 + 2 (200 + 60) = 6920 \text{ мм};$$

ширина

$$B_{\text{кож}} = B_{\text{ш}} + 2 (200 + 60) = 3900 + 2 (200 + 60) = 4420 \text{ мм};$$

висота

$$H_{\text{кож}} = H_{\text{ш}} + 400 + 30 + 5 \cdot 65 + 50 = 550 + 400 + 30 + 5 \cdot 65 + 50 = 1355 \text{ мм}.$$

Приймаємо катодний кожух контрфорсного типу з днищем. Число контрфорсів залежить від довжини кожуха. Відстань між контрфорсами приймається рівною або кратною відстані між катодними струмопідводящими стрижнями. У даному випадку число контрфорсів визначаємо рівним 18 — по 9 з кожного подовжнього боку кожуха.

### **4.3 Матеріальний розрахунок електролізера (Практичне заняття № 6)**

Відомо, що в процесі електролізу криоліто-глиноземного розплаву утворюється алюміній; при цьому витрачається глинозем і вугільний анод з утворенням газоподібного оксиду і діоксиду вуглецю. Крім того, в результаті випаровування електроліту і розкладання його складових хімічними сполуками, що поступають у вигляді домішок, а також в результаті

віднесення пилу вентиляційними газами з процесу постійно вибуває деяка кількість фтористих солей і глинозему. У разі застосування анода, що самоопалюється, частина анодної маси вибуває з процесу у вигляді летючих складових коксування.

При матеріальному розрахунку визначають продуктивність електролізера і витрату сировини на виробництво алюмінію. Розрахунок зазвичай ведуть на 1 годину роботи електролізера.

Продуктивність електролізера (P) в годину при силі струму  $I = 100000$  А і прийнятому виході по струму  $V_c = 86,5$  % складає:

$$P = 0,355 \cdot I \cdot V_c = 0,355 \cdot 100000 \cdot 86,5 \cdot 10^{-5} = 29 \text{ кг/год}$$

Витрата сировини залежить від типу електролізера, умов вентиляції, вживаних засобів механізації, автоматизації процесу і ряду інших чинників. Зазвичай витрату сировини визначають на підставі накопиченого в промисловості досвіду експлуатації електролизерів і уточнюють при обов'язкових випробуваннях групи електролизерів нової конструкції перед впровадженням їх в промисловому масштабі.

На підставі передового досвіду експлуатації алюмінієвих електролизерів і конструктивних особливостей прийнятого для розрахунку електролізера приймаємо наступні витрати сировини на 1 кг отриманого алюмінію, кг:

- глинозему	1,920;
- фториду алюмінію	0,025;
- кріоліту	0,020;
- анодної маси	0,530

При цьому витрата сировини для отримання 29 кг/год алюмінію складе:

- глинозему:

$$29 \cdot 1,92 = 55,7 \text{ кг/год;}$$

- суми фториду алюмінію і криоліту:

$$29 (0,025+0,020) = 1,3 \text{ кг/год};$$

- анодної маси:

$$29 \cdot 0,53 = 15,4 \text{ кг/год.}$$

Теоретично витрата глинозему повинна складати 1,89 кг на 1 кг алюмінію. Отримані у варіанті, що розраховується, втрати глинозему:

$$(1,92—1,89) \cdot 29 = 0,9 \text{ кг/год}$$

пояснюються наявністю в його складі домішок і механічними втратами.

Витрата анодної маси обумовлена, в основному, реакціями, що протікають у анода. Для розрахунку кількості вуглецю, який окислюється киснем, що виділяється в результаті електролітичного розкладання глинозему, приймаємо, за даними практики, склад анодних газів (% об'ємн.):

$$\text{CO}_2 - 60\% \quad \text{і} \quad \text{CO} - 40\%.$$

При отриманні 29 кг алюмінію виділиться кисню:

$$29 \cdot 48 : 54 = 25,8 \text{ кг}$$

де 48 і 54 – відповідно кількість кисню і алюмінію в глиноземі.

З цього кисню перейде:

до складу  $\text{CO}_2$ :

$$25,8 \cdot 2 \cdot 60 : (2 \cdot 60 + 40) = 19,4 \text{ кг}$$

у склад СО:

$$25,8 \cdot 40 : (2 \cdot 60 + 40) = 6,4 \text{ кг}$$

де 60 і 40 — вміст  $\text{CO}_2$  і СО відповідно %

Звідси можна розрахувати кількість вуглецю зв'язаного

- в  $\text{CO}_2$  (вуглекислий газ):

$$19,4 \cdot 12 : 16 \cdot 2 = 7,03 \text{ кг}$$

- у оксид вуглецю СО (чадний газ):

$$6,4 \cdot 12 : 16 = 4,8 \text{ кг}$$

Таким чином, при отриманні 29 кг алюмінію в годину виділяється  $\text{CO}_2$

$$P_{\text{CO}_2} = 19,4 + 7,3 = 26,7 \text{ кг/год};$$

- оксиду вуглецю:

$$P_{\text{CO}} = 6,4 + 4,8 = 11,2 \text{ кг/год.}$$

За даними матеріального розрахунку можна скласти матеріальний баланс електролізу (табл. 4.1).

Таблиця 4. 1- Матеріальний баланс електролізера на силу струму 100 кА

Прихід	кг/год	%	Витрата	кг/год	%
Глинозем	55,7	76,9	Алюміній	29	40,0
Фтористі солі	1,3	1,8	Анодні гази	37,9	52,4
Анодна маса	15,4	21,3	Втрати: - глинозем - фтористі солі - анодна маса	0,9 1,3 3,3*	1,2 1,8 4,6
<b>Разом</b>	72,4	100	<b>Разом</b>	72,4	100,0

\* З газами коксування, вуглецем вугільної піни, а також механічні втрати.



#### 4.4 Електричний розрахунок електролізера (Практичне заняття № 7)

Електричний розрахунок полягає у визначенні перетину і довжини струмопідводящих провідників електролізера і складання електричного балансу напруги

##### *Розрахунок струмопідводящих провідників*

Перетин шинопровода, що підводить струм до електродів, визначають по величині сили струму і щільності струму в шинах. Для вибору розрахункової щільності струму в шинопроводах А.А.Костюковим запропонована наступна залежність економічної щільності струму ( $d_{ек}$  А/мм<sup>2</sup>):

$$d_{ек} = \sqrt{\frac{A \cdot d \cdot (b + b_H)}{8,76 \cdot 10^6 \cdot \rho \cdot b \cdot a_e \cdot b_H}}$$

де  $A$  — вартість шин, грн/т;

$d$  — щільність шин, г/см<sup>3</sup>;

$b$  — термін амортизації шинопровода, роки;

$b_H$  — нормативний термін окупності капітальних вкладень, роки;

$\rho$  — питомий опір шинопровода, Ом·м або Ом·мм<sup>2</sup>/м;

$a_e$  — вартість 1 кВт год електроенергії, грн.

Для спрощення подальших розрахунків приймаємо односторонню схему ошиновки, що складається з алюмінієвих шин, зібраних в пакети однакового перетину по всій довжині. Щільність струму в стояках, анодних і катодних пакетах приймаємо рівною 0,3 А/мм<sup>2</sup>.

За цих умов перетин ошиновки для даного електролізера буде рівний:

$$S_{ш} = \frac{I}{i_{cm}} = \frac{100000}{0,3} \approx 333300 \text{ мм}^2$$

Для забезпечення заданої щільності струму за умови застосування шин перетином 430×65 мм число їх складе:

$$333300 : 430 \cdot 65 = 11,9 \text{ шт.}$$

Приймаємо 12 шин, які збирають в пакети по 6 шин, що розташовуються з двох сторін електролізера.

Струм до анода підводиться чотирма рядами вертикально розташованих сталелегалюмінієвих штирів. З конструктивних розмірів анода приймаємо довжину сталеві частини штиря 1400 мм і алюмінієвої 1000 мм. Число штирів і площу їх перетину визначаємо з умови оптимального середнього струмового навантаження на штир близько 2000 А і щільність струму для сталі  $i_{\text{ст}} = 0,2 \text{ А/мм}^2$ .

Число штирів:

$$K = 100000 : 2000 = 50 \text{ шт.}$$

Для зручності розміщення штирів в аноді приймаємо  $K = 48$  шт. При цьому площа перетину сталеві частини штиря буде рівна:

$$S_{\text{шт}} = I : K \cdot i_{\text{ст}} = 100000 : 48 \cdot 0,2 = 10417 \text{ мм}^2$$

При цьому середній діаметр сталеві частини штиря складе 115 мм. Приймаємо штир з максимальним діаметром робочої часта 130 мм, мінімальним діаметром робочої частини 100 мм, висотою конусної частини 900 мм.

Конструктивним розрахунком число катодних стрижнів визначене рівним 20 при поперечному перетині

$$S_{к.с} = 115 \cdot 230 \text{ мм.}$$

Щільність струму в них складе

$$i_{к.с} = I : 20 \cdot S_{к.с} = 100000 : 20 \cdot 115 \cdot 230 = 0,19 \text{ А/мм}^2$$

Сталеві катодні стрижні з'єднуються з алюмінієвими шинами за допомогою гнучких пакетів з алюмінієвих стрічок, приварених до катодних стрижнів і шин. Середню довжину з'єднуючих пакетів приймаємо з конструктивних міркувань рівною 800 мм. Перетин пакету з алюмінієвих стрічок при допустимій щільності струму в них 0,7 А/мм<sup>2</sup> складе:

$$S_{п} = 100000 : 0,7 \cdot 20 = 7143 \text{ мм}^2.$$

Приймаємо стандартні алюмінієві стрічки перетином 1,5×200 мм. Тоді число стрічок в пакеті складе:

$$n_{п} = 7143 : 1,5 \cdot 200 = 23,8;$$

Виходячи з розмірів анодного і катодного пристроїв, загальну довжину катодних пакетів приймаємо рівною 8100 мм, анодної ошиновки 7600 мм, стояків 3000 мм.

#### *Складові середньої напруги*

Складання балансу напруги електролізера полягає у визначенні складових падіння напруги ( $U_{сп}$ ), В

$$U_{сп} = \Delta U_{а.н.} + \Delta U_e + \Delta U_{к.н.} + \Delta U_{а.е.} + E + \Delta U_{з.о.}$$

де  $\Delta U_{a.n.}$  - падіння напруги в анодному пристрої, В;  
 $\Delta U_e$  - падіння напруги в електроліті, В;  
 $\Delta U_{к.л.}$  - падіння напруги в в катодному пристрої, В;  
 $\Delta U_{a.e.}$  - частка падіння напруги від анодних ефектів, В;  
 $E$  - зворотна е. р. с., В;  
 $\Delta U_{з.с.}$  - падіння напруги в загальносерійній ошиновці, В.

### *Падіння напруги в анодному пристрої*

Падіння напруги в анодному пристрої складається з суми падінь напруги в ошиновці, контактах і аноді.

Падіння напруги в анодній ошиновці ( $\Delta U_{a.o.}$ ), що складається із стояків довжиною  $L_{ст.} = 3,0$  м і анодних пакетів довжиною  $L_{п} = 7,6$  м однакового перетину

$$S = 10 \cdot 430 \cdot 65 = 335400 \text{ мм}^2,$$

по яких протікає струм силою  $I = 100000$  А, визначається як

$$\Delta U_{a.o.} = I \cdot r_{a.o.}$$

Для визначення електроопору анодної ошиновки  $r_{a.o.}$  необхідно знайти питомий електроопір алюмінію ( $\rho_t$ ) при середній температурі роботи анодної ошиновки, що дорівнює  $t = 50$  °С. Приймаємо питомий електроопір алюмінію при  $t = 20$  °С  $\rho_0 = 0,029$  Ом·мм<sup>2</sup>/м;  $\alpha = 0,004$ . Тоді:

$$\rho_t = \rho_0 \cdot [1 + \alpha \cdot (t_1 - t)]$$

$$\rho_t = 0,029 \cdot [1 + 0,004 \cdot (50 - 20)] = 0,035 \frac{\text{Ом} \cdot \text{мм}^2}{\text{м}}$$

Звідси електроопір в анодній ошиновці буде рівний:

$$r_{a.o.} = \frac{\rho_t \cdot l}{S} = \frac{0,035 \cdot (3,0 + 7,6)}{335400} = 1,11 \cdot 10^{-6} \text{ Ом}$$

де  $l = L + L_{cm n}$ ; а падіння напруги в ній складе

$$\Delta U_{a.o.} = I \cdot r_{a.o.} = 100000 \cdot 1,11 \cdot 10^{-6} = 0,11 \text{ В}$$

Падіння напруги в різних контактах приймається на підставі практичних даних. У зварних контактах анодні шини—стояк, стояк—гнучкий пакет шин, гнучкий пакет шин—катодні шини перепад напруги відповідно складає

$$0,004 + 0,003 + 0,003 = 0,01 \text{ В}$$

В притискному контакті анодна шина—алюмінієва штанга штиря і в зварному алюмінієва штанга—стальна частина штиря перепад напруги складає

$$0,015 + 0,015 = 0,03 \text{ В}$$

Таким чином, падіння напруги в контактах анодного вузла

$$\Delta U_{a.k.} = 0,010 + 0,030 = 0,040 \text{ В}$$

Визначення падіння напруги в аноді — найбільш складне завдання при складанні балансу напруги електролізера, оскільки падіння напруги в аноді залежить від багатьох змінних чинників. В.П. Нікіфоровим, А.М. Ци-плаковим і В.І. Лебедевим рекомендований достатньо точний метод роз-

рахунку падіннь напруги в аноді електролізерів з верхнім токопідводом, не залежний від конструкції струмопідводящего штиря.

При орієнтовних розрахунках для визначення падіння напруги в аноді з верхнім токопідводом можна користуватися рівнянням, запропонованим А.М Коробовим:

$$U_a = \left\{ 26000 - \left[ 16000 - 10,9 \cdot \frac{S_a}{K} \cdot 805 \cdot l_{cp} - \frac{l_{cp} \cdot S_a}{6,85 \cdot K} \right] D \right\} \rho_a$$

Підставляючи в це рівняння прийняті раніше значення складових, визначаємо падіння напруги в аноді.

Площа перетину анода

$$S_a = 270 \cdot 530 = 143100 \text{ см}^2;$$

Число струмопідводящих штирів  $K = 48$ .

Середня відстань від «підшови» анода до струмопідводящих штирів

$$l_{cp} = l_{min} + 0,5 \cdot H = 25 + 20 = 45 \text{ см}$$

де  $H = 40 \text{ см}$  — шаг перестановки штирів;

$l_{min} = 25 \text{ см}$  — мінімальна відстань від штирів до «підшови» анода.

Щільність струму в аноді:

$$i_a = \frac{I}{S_a} = \frac{100000}{143100} = 0,699 \frac{A}{\text{см}^2}$$

Питомий опір анода приймаємо рівним

$\rho_a = 9 \cdot 10^{-3}$  Ом·см. Тоді:

$$U_a = \left[ 2600 - \left[ 1600 - 10,9 \cdot \frac{1431000}{48} - 805 \cdot 45 - \frac{45 \cdot 143100}{6,85 \cdot 48} \right] \cdot 0,699 \right] \cdot 9 \cdot 10^{-3} = 505 \text{ мВ} = 0,505 \text{ В}$$

Підсумовуючи складові, знаходимо падіння напруги в анодному пристрої:

$$\Delta U_{a.n.} = \Delta U_{a.o} + \Delta U_{a.k} + \Delta U_a = 0,11 + 0,04 + 0,505 = 0,655 \text{ В}$$

*Падіння напруги в електроліті*

Кріолітове співвідношення розплаву - 2,7. Склад електроліту, % мас.:

$\text{Al}_2\text{O}_3$  - 5,0;

$\text{CaF}_2$  - 4...6

Падіння напруги в електроліті визначаємо по рівнянню, запропонованому Г.Ф. Форсбломом и В.П. Машовцом:

$$U_e = \frac{I \cdot \rho \cdot l}{S_a + 2 \cdot (A + B) \cdot (2,5 + l)} = \frac{100000 \cdot 0,488 \cdot 4,7}{143100 + 2 \cdot (530 + 270) \cdot (2,5 + 4,3)} = 1,49 \text{ В}$$

де  $I$  - сила струму 100000 А;

$\rho$  - питомий електроопір електроліту (0,488 Ом·см для прийнятого складу);

$l$  - міжполюсна відстань (4,7 см з практичних даних);

$S_a$  - площа перетину анода ( $143000 \text{ см}^2$ );

$2 \cdot (A + B)$  - периметр анода, см (довжина анода  $A = 530$  см, ширина  $B = 270$  см).

## Падіння напруги в катодному пристрої

Падіння напруги в катодному пристрої складається з падіння напруги на подині, в частинах катодних стрижнів, не закладених у подину, в сполучних алюмінієвих пакетах, катодній ошиновці і у контактах катодні стрижні-сполучні пакети і сполучні пакети-катодна ошиновка.

Для визначення падіння напруги в подине ( $U_n$ , мВ), змонтованій з прошивних вугільних блоків шириною 550 мм, користуються рівнянням М.А. Коробова, А.М. Циплакова і Б.І. Тімченко:

$$U_n = \left[ l_{np} \cdot \rho_{\text{біл}} \cdot 10^3 + \left( 3,83 \cdot 10^{-2} B_{\text{ш}} + 2,87 \cdot a \cdot \sqrt[3]{a} \right) \cdot \frac{b_{\text{біл}}}{S_{\text{см}}} \right] i_a$$

В цьому випадку приведено довжину шляху струму по катодному блоку  $l_{np}$  (см), обчислюють по рівнянню:

$$l_{np} = 2,5 + 0,92 \cdot H - 1,1 \cdot h + \frac{132}{b},$$

де  $H$  - висота катодного блоку (40 см);

$h$  і  $b$  - відповідно висота і ширина катодного стрижня з урахуванням чавунної заливки, см (у розраховуємому випадку  $h = 13$  см,  $b = 26$  см).

Тоді

$$l_{np} = 2,5 + 0,92 \cdot 40 - 1,1 \cdot 13 + \frac{132}{26} = 30,1 \text{ см}$$



Питомий електроопір прошивних блоків, розрахований на підставі вимірювання відповідних параметрів по даним ВАМІ, приймаємо рівним

$$\rho_{\text{бл}} = 3,72 \cdot 10^{-3} \text{ Ом} \cdot \text{см}$$

Половина ширини шахти ванни ( $B_{\text{ш}}$ ) у нашому випадку, згідно конструктивному розрахунку, складає 195 см.

Ширина бортової настилі в шахті ванни ( $a$ ), за умови оптимальної її форми, при якій настіль обмежується проекцією анода на подину шахти, складає 60 см. Ширина катодного блоку ( $b_{\text{бл}}$ ) з урахуванням набивного шва

$$55 + 4 = 59 \text{ см}$$

Площа перетину катодного стрижня з урахуванням чавунної заливки

$$S_{\text{ст}} = 13 \cdot 26 = 338 \text{ см}^2$$

Анодна щільність струму  $i_a = 0,699 \text{ А/см}^2$ .

Підставляючи в рівняння прийняті і обчислені значення, знаходимо перепад напруги  $e$  подині:

$$U = \left[ 30,1 \cdot 3,72 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3 + \left( 3,83 \cdot 10^{-2} \cdot 195^2 + 2,87 \cdot 60 \cdot \sqrt[3]{60} \right) \cdot \frac{59}{338} \right] \cdot 0,699 = 338 \text{ мВ} = 0,338 \text{ В}$$

Падіння напруги на ділянках катодних стрижнів, не закладених у подину, визначаємо, виходячи з таких даних:

- загальний перетин катодних стрижнів

$$S_{\text{к}} = 115 \cdot 230 \cdot 20 = 529000 \text{ мм}^2;$$

- довжина виступаючої частини катодного стрижня (з конструктивних розрахунків)  $l = 0,3$  м;

- середня температура його нагріву  $250$  °С. При цій температурі питомий електроопір сталі складає  $\rho = 0,22$  Ом·мм<sup>2</sup>/м.

За цих умов опір складе:

$$r = 0,22 \cdot \frac{0,3}{529000} = 0,12 \cdot 10^{-6} \text{ Ом}$$

Падіння напруги на виступаючих з подини ділянках катодних стрижнів буде рівне:

$$\Delta U_{\text{ст}} = 100000 \cdot 0,12 \cdot 10^{-6} = 0,012 \text{ В}$$

Аналогічно розраховуємо падіння напруги в алюмінієвих сполучних стрічках ( $\Delta U_c$ ).

З конструктивного розрахунку довжина алюмінієвих сполучних стрічок  $l_c = 0,8$  м при площі їх поперечного перетину

$$S_c = 1,5 \cdot 200 \cdot 24 \cdot 20 = 144000 \text{ мм}^2$$

питомий електроопір алюмінію при середній температурі стрічок  $80$  °С  $\rho = 0,036$  Ом·мм<sup>2</sup>/мм.

Знаходимо загальний опір в сполучних стрічках:

$$r = \frac{0,036 \cdot 0,8}{144000} = 0,2 \cdot 10^{-6} \text{ Ом}$$

Падіння напруги в них складе:

$$\Delta U_c = 100000 \cdot 0,2 \cdot 10^{-6} = 0,02 \text{ В}$$

Падіння напруги в катодній ошиновці електролізера при її довжині  $l_{к.о.} = 8,1$  м; площі поперечного перетину  $S_{к.о.} = 430 \times 65 \times 12 = 335400$  мм<sup>2</sup> і питомому опорі  $\rho = 0,032$  Ом·мм<sup>2</sup>/м (середня температура ошиновки 50 °С) складе:

$$U_{к.о.} = \frac{l \cdot \rho \cdot l_{к.о.}}{S_{к.о.}} = \frac{100000 \cdot 0,032 \cdot 8,1}{335400} = 0,077 \text{ В}$$

Падіння напруги в зварних контактах ( $\Delta U_k$ ) пакет алюмінієвих стрічок— катодний стрижень і пакет алюмінієвих стрічок—катодна ошиновка приймаємо за даними практики експлуатації відповідно рівними 0,006 і 0,004 В.

Тоді сумарне падіння напруги в катодному пристрої складе:

$$\Delta U_{к.п.} = \Delta U_{п.} + \Delta U_{ст.} + \Delta U_{к.с.} + \Delta U_{с.} + \Delta U_{к.} = 0,338 + 0,012 + 0,077 + 0,02 + 0,01 = 0,457 \text{ В}$$

Частка падіння напруги від анодних ефектів в середній напрузі була визначена раніше при розрахунку числа електролізерів в серії і складала:  $\Delta U_{а.э.} = 0,036$  В.

Зворотня э.р.с.

$$E = 1,13 + 0,37 \cdot i_a = 1,13 + 0,37 \cdot 0,699 = 1,389 \text{ В,}$$

де  $i_a$  — анодна щільність струму, А/см<sup>2</sup>.

Падіння напруги в загальносерійній ошиновці приймаємо за даними практики експлуатації електролізних серій  $\Delta U_{з.о} = 0,05$  В.

Підсумовуючи всі складові, знаходимо середню напругу:

$$U_{ср} = 0,655 + 1,49 + 0,457 + 0,036 + 1,389 + 0,05 = 4,077 \text{ В.}$$

Отримані в результаті проведеного розрахунку складові падіння напруги, в різних конструктивних вузлах електролізера підрозділяються на тих, що гріють і не гріють. Такий підрозділ складових середньої напруги електролізера необхідний для визначення приходу тепла від електричної енергії при складанні теплового балансу (дивись енергетичний розрахунок). Для зручності використання отриманих даних при подальших розрахунках зведемо їх у табл. 4.2.

Робоча напруга електролізера менше середньої на величину падіння напруги в загальносерійній ошиновці і на долю падіння напруги від анодних ефектів:

$$U_{\text{роб}} = U_{\text{ср}} - \Delta U_{\text{з.о}} - \Delta U_{\text{а.е.}}$$

Таблиця 4.2 - Баланс напруги електролізера на 100 кА.

Складові середньої напруги	Гріюча, В	Що нагріває, В	Разом	
			В	%
Анодна ошиновка	-	0,11	0,11	2,7
Контакти анодного вузла	-	0,04	0,04	1,0
Анод	0,505	-	0,505	12,4
<b><i>Разом в анодному пристрої</i></b>	<b><i>0,505</i></b>	<b><i>0,15</i></b>	<b><i>0,655</i></b>	<b><i>16,1</i></b>
Подина ванни	0,338	-	0,338	8,3
Катодні стрижні (виступаюча з подини частина)	-	0,012	0,012	0,3
Алюмінієві сполучні стрічки	-	0,02	0,02	0,5
Катодна ошиновка	-	0,077	0,077	1,9
Контакти катодного вузла	-	0,01	0,01	0,2
<b><i>Разом в катодному пристрої</i></b>	<b><i>0,338</i></b>	<b><i>0,105</i></b>	<b><i>0,443</i></b>	<b><i>10,68</i></b>
Електроліт	1,49	-	1,49	36,5
Напруга розкладання	1,389	-	1,389	34,1
<b><i>Разом робоча напруга</i></b>	<b><i>3,722</i></b>	<b><i>0,269</i></b>	<b><i>3,991</i></b>	<b><i>97,9</i></b>
Від анодних ефектів	0,036	-	0,036	0,9
Загальносерійна ошиновка	-	0,05	0,05	1,2
<b><i>Разом середня напруга</i></b>	<b><i>3,758</i></b>	<b><i>0,319</i></b>	<b><i>4,077</i></b>	<b><i>100</i></b>

## 4.5 Енергетичний розрахунок електролізера

*(Практичне заняття № 8)*

Нормальну роботу алюмінієвого електролізера можна забезпечити тільки за умови теплової рівноваги, коли витрата тепла в одиницю часу дорівнює його приходу. Енергетичний розрахунок полягає у визначенні складових приходу і витрати енергії в процесі електролізу і в складанні теплового балансу електролізера на підставі цих складових.

Тепловий баланс складають стосовно заздалегідь прийнятої температури. Звичайно це — температура навколишнього середовища або температура, при якій протікає процес. У останньому випадку в розрахунки необхідно вводити дані про теплові ефекти при температурі процесу, проте від цього розрахунки стають менш точними через відсутність надійних відомостей. Оскільки енергообмін, не пов'язаний з масопередачою, не залежить від температури, при якій складається тепловий баланс, тому простішим і точнішим представляється розрахунок теплового балансу при температурі навколишнього середовища.

В цьому випадку електролізну ванну можна представити як систему, яка забезпечується теплом за рахунок проходження електричного струму і згоряння вугільного анода. Тепло витрачається на розкладання глинозему і втрачається цією системою через тепловіддаючі поверхні електролізера, а також з продуктами, що видаляються (рідким алюмінієм і газами). Сумарна величина витрати тепла від протікання побічних реакцій, випаровування електроліту і інших чинників незначна і при складанні теплового балансу не враховується.

При складанні теплового балансу використовуються дані як електричного, так конструктивного і матеріального розрахунків.

На підставі вищевикладеного рівняння теплового балансу можна представити в наступному вигляді:

$$Q_{\text{ел}} + Q_{\text{ан}} = Q_{\text{розкл}} + Q_{\text{мет}} + Q_{\text{газ}} + Q_{\text{п}}$$

де  $Q_{\text{ел}}$  — приход тепла від електричної енергії, кДж;

$Q_{\text{ан}}$  — те ж, від згорання вугільного анода, кДж;

$Q_{\text{розкл}}$  — тепло, необхідне на розкладання глинозему, кДж;

$Q_{\text{мет}}$  — тепло, що виноситься вилитим металом, кДж;

$Q_{\text{газ}}$  — тепло, що виноситься газами, що відходять, кДж;

$Q_{\text{п}}$  — втрати тепла в навколишній простір конструктивними елементами електролізера, кДж.

### *Прихід тепла*

*Від проходження електричного струму*

Прихід тепла визначається по рівнянню

$$Q_{\text{ел}} = 3600 I \cdot U_{\text{гр}}$$

де 3600 тепловий еквівалент кВт·год., кДж/(кВт·год.).

Підставляючи в рівняння значення сили струму  $I = 100$  кА і гріючої напруги з електричного балансу  $U_{\text{гр}} = 3,758$  В, знаходимо

$$Q_{\text{ел}} = 3600 \cdot 100 \cdot 3,758 = 1352880 \text{ кДж}$$

*Від згорання вугільного анода*

Прихід тепла визначається наступною залежністю:

$$Q_{\text{ан}} = P_{\text{CO}_2} \cdot \Delta H_{T_1}^{\text{CO}_2} + P_{\text{CO}} \cdot \Delta H_{T_1}^{\text{CO}}$$

де  $P_{\text{CO}_2}$  і  $P_{\text{CO}}$  — відповідно число кіломолей у час  $\text{CO}_2$  і  $\text{CO}$ ;

$\Delta H_{T_1}^{\text{CO}_2}$  і  $\Delta H_{T_1}^{\text{CO}}$  — відповідно теплові ефекти реакцій утворення  $\text{CO}_2$  і

$\text{CO}$  з вуглецю і кисню, кДж/кмоль;

$T_1$  - температура навколишнього середовища, К.

Число кіломолей  $P_{CO_2}$  і  $P_{CO}$  в годину визначається відповідно з виразів:

$$P_{CO_2} = 18,657 \cdot 10^{-3} \cdot I \cdot B_c \cdot \frac{m}{1+m}$$

$$P_{CO} = 18,657 \cdot 10^{-3} \cdot I \cdot B_c \cdot \frac{1-m}{1+m}$$

При силі струму  $I = 100$  кА, виході за струмом  $B_c = 0,865$  (86,5 %) і об'ємній долі  $CO_2$  в анодних газах  $m = 0,6$  (60 %)

$$P_{CO_2} = 18,657 \cdot 10^{-3} \cdot 100 \cdot 0,865 \cdot \frac{0,6}{1+0,6} = 0,6052 \text{ кмоль}$$

$$P_{CO} = 18,657 \cdot 10^{-3} \cdot 100 \cdot 0,865 \cdot \frac{1-0,6}{1+0,6} = 0,4034 \text{ кмоль}$$

Теплові ефекти реакцій утворення діоксиду і оксиду вуглецю, при 25 °С (298 К) знаходимо в довіднику:

$$H_{298}^{CO_2} = 394070 \text{ кДж / кмоль}; \quad H_{298}^{CO} = 110616 \text{ кДж / кмоль}$$

Підставляючи знайдені значення в рівняння, визначимо прихід тепла від згорання вугільного анода:

$$Q_{ан} = 0,6052 \cdot 394070 + 0,4034 \cdot 110616 = 283113 \text{ кДж}$$

Разом прихід тепла складе:

$$Q_{пр} = Q_{ел} + Q_{ан} = 1352880 + 283113 = 1635993 \text{ кДж}$$

## ***Витрата тепла***

*На розкладення глинозему витрачається:*

$$Q_{\text{розкл}} = P_{Al_2O_3} \cdot H_T^{Al_2O_3}$$

де  $P_{Al_2O_3}$  — витрата глинозему на електролітичне розкладання;

$$P_{Al_2O_3} = 0,5 \cdot P_{Al} = \frac{I \cdot B_c}{6 \cdot F}, \text{ кмоль}$$

$H_T^{Al_2O_3}$  - тепловий ефект реакції утворення оксиду алюмінію при 25 °С (298 К) дорівнює 1676000 кДж/кмоль;

$F$ -число Фарадея, дорівнює 26,8 А·год.

Підставляючи ці значення складових в рівняння, знаходимо витрату тепла на розкладання глинозему:

$$Q_{\text{розкл}} = \frac{100 \cdot 0,865}{6 \cdot 26,8} \cdot 1676000 = 901580 \text{ кДж}$$

## ***Втрати тепла з алюмінієм, що виливають з ванни***

Втрати тепла з алюмінієм, що виливають з ванни розраховуються, виходячи з умови, що кількість вилитого алюмінію відповідає кількості напрацьованого в той же час металу.

При температурі вилитого алюмінію 960 °С ентальпія алюмінію складає 43982 кДж/кмоль, а при 25 °С — 6716 кДж/кмоль. Звідси втрати тепла з виливаним алюмінієм:

$$Q_{\text{мет}} = 1,0759 \cdot (43982 - 6716) = 40094 \text{ кДж}$$



### *Винесення тепла з газами*

Винесення тепла з газами при колокольній системі газовідсмоктування розраховуємо, приймаючи, що розбавлення газів за рахунок підсосу повітря в систему відсутнє. В цьому випадку ведемо розрахунок на основні компоненти анодних газів — оксид і діоксид вуглецю.

Температуру газів, що відходять, приймаємо за даними практики рівною 550 °С. Ентальпію складових газу, що відходить, знаходимо в довіднику і визначаємо втрати тепла з газами:

$$Q_{\text{газ}} = 0,6052 \cdot (40488 - 16446) + 0,4034 \cdot (24860 - 8816) = 21022 \text{ кДж},$$

де 0,6052 і 0,4034 – відповідно числа кіломолей діоксиду і оксиду вуглецю, що виділяються протягом години;  
40488 і 16446 – ентальпія діоксиду вуглецю відповідно при 550 і 25 °С, кДж/кмоль;  
24860 і 8816 – те ж, для оксиду вуглецю, кДж/кмоль.

### *Теплові втрати з поверхні електролізера*

Теплові втрати з поверхні електролізера визначають на підставі законів теплопередачі конвекцією і випромінюванням.

Для визначення тепловіддачі конвекцією застосовуємо залежність:

$$Q_k = \alpha_k \cdot S \cdot (t_{\text{п}} - t_{\text{в}}),$$

де  $Q_k$  - віддача тепла конвекцією, кДж;

$\alpha_k$  - коефіцієнт конвективної тепловіддачі, кДж/(м<sup>2</sup>·год·°С);

$S$  - площа тепловіддаючої поверхні, м<sup>2</sup>;

$t_{\text{п}}$  - температура поверхні, °С;

$t_{\text{в}}$  - температура навколишнього середовища (повітря), °С.

Тепловіддача випромінюванням виражається залежністю

$$Q_{\text{випр}} = C_0 \cdot \varepsilon_n \cdot \varphi \cdot \left( \frac{T_n}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_\varepsilon}{100} \right)^4,$$

де  $Q_{\text{випр}}$  - віддача тепла випромінюванням, кДж;

$C_0$  – коефіцієнт випромінювання абсолютно чорного тіла, рівний 20,53 кДж/(м<sup>2</sup>·год·К);

$\varepsilon_n$  – приведений ступінь чорноти, безрозмірна величина;

$\varphi$  - кутовий коефіцієнт або коефіцієнт опроміненості навколишнього простору;

$T_n$  і  $T_\varepsilon$  – відповідно температури тепловіддаючої поверхні і навколишнього середовища, К.

При розрахунках зазвичай знаходять втрати тепла штирями, анодною масою, бічними поверхнями анодного і катодного кожуха, газозбірним колом, кіркою електроліту і днищем кожуха.

Розбіжність між прибутковою і витратною частками теплового балансу при правильному підборі величин, що беруть участь в розрахунку, не повинно перевищувати 1,5...2,0 %. Виходячи з цього, для спрощення розрахунку теплові втрати з поверхонь електролізера визначаємо по різниці:

$$Q_{\text{п}} = (Q_{\text{ел}} + Q_{\text{ан}}) - (Q_{\text{розкл}} + Q_{\text{мет}} + Q_{\text{газ}}) = \\ = (1352880 + 283113) - (901580 + 40094 + 21022) = 673297 \text{ кДж}$$

Результати розрахунку приведені в табл.4.3.

Таблиця 4.3 - Тепловий баланс електролізера на силу струму 100 кА

Приход тепла	кДж	%	Витрата тепла	кДж	%
Від проходження електричного струму	1352880	82,7	На розкладання глинозему	901580	55,1
Від згорання вугільного анода	283113	17,3	З вилитим алюмінієм	40094	2,4
			З газами, що відходять	21022	1,3
			З поверхні електролізера	673297	41,2
Разом	1635993	100	Разом	1635993	100

Нова конструкція електролізера обов'язково проходить стадію випробувань на групі дослідних електролізерів. Під час цих випробувань уточнюються конструктивні параметри електролізера і відпрацьовують технологічний режим. На підставі отриманих у результаті дослідницької перевірки даних уточнюються розрахунки алюмінієвого електролізера по всіх частинах і складають рекомендації по подальшому його використанню.

## ТЕМИ КОНТРОЛЬНИХ РОБІТ

1. Визначення реакції, що протікає на електроді.
2. Способи подання концентрації розчинів.
3. Електрохімічний еквівалент і його визначення.
4. Катодний вихід за струмом моновалентних металів.
5. Катодний вихід за струмом полівалентних металів.
6. Анодний вихід за струмом моновалентних металів.
7. Анодний вихід за струмом полівалентних металів.
8. Витрата електроенергії під час електролізу і методи її зниження.
9. Рівноважний електродний потенціал для водяних розчинів і методи його визначення.
10. Умовний стандартний електродний потенціал і методи його визначення.
11. Основні і відомості щодо магнію і його застосування.
12. Фізико-хімічні властивості магнію і його застосування.
13. Основні і відомості щодо алюмінію і його застосування.
14. Фізико-хімічні властивості алюмінію і його застосування.
15. Сировина для одержання магнію.
16. Сировина для одержання алюмінію.
17. Особливості систем електродних потенціалів в іонних розплавах.
18. Вплив кислотно-лужних рівноваг при електролізі іонних розплавів.
19. Порівняльна характеристика конструкцій алюмінійних електролізерів.
20. Параметри технологічного режиму роботи алюмінійного електролізера. Причини розладу режиму роботи.
21. Порівняльна характеристика конструкцій магнійних електролізерів.
22. Фізико-хімічні процеси, що відбуваються на електродах алюмінійного електролізера при електролізі.
23. Вплив різних чинників на ефективність використання електрики в алюмінійному електролізері.
24. Вплив різних чинників на ефективність використання електрики в магнійному електролізері.
25. Явище анодного ефекту при електролізі кріолітового глиноземвмісного розплаву.

## КОНТРОЛЬНІ ЗАВДАННЯ ДЛЯ САМОСТІЙНОЇ РОБОТИ

1. Поняття іонного розплаву.
2. Класи речовин, що у рідкому стані належать до іонних розплавів.
3. Основні компоненти іонних розплавів.
4. Властивості іонних розплавів, що є найбільш цінними.
5. Поняття «умовного» стандартного потенціалу.
6. "Хлорна" і "натрієва" шкали в електрохімії високотемпературних розплавів.
7. Співвідносні величини електродних потенціалів в індивідуальних розплавлених хлоридах.
8. «Відповідна» температура в розплавлених галогенідах.
9. Корегування складу електроліту алюмінійного електролізера.
10. Монтаж і демонтаж алюмінійного електролізера.
11. Випалювання, пуск і після пусковий режим роботи алюмінійного електролізера.
12. Технологія електролітичного рафінування алюмінію.
13. Технологічні операції з обслуговування алюмінійного електролізера і механізми, що при цьому застосовуються.
14. Склад і фізико-хімічні властивості електроліту алюмінійного електролізера.
15. Продукування зневодненого карналіту.
16. Демонтаж, монтаж, сушіння та пуск магнійних електролізерів.
17. Вплив різних чинників на термін роботи алюмінійного електролізера.
18. Параметри технологічного режиму роботи магнійного електролізера.
19. Вплив різних чинників на ефективність використання електрики в алюмінійному електролізері.
20. Вплив різних чинників на ефективність використання електрики в магнійному електролізері.
21. Вплив різних чинників на якість первинного алюмінію та ефективність використання сировини й матеріалів.
22. Технологічні операції з обслуговування магнійного електролізера та механізми для їх здійснення.
23. Особливості систем електродних потенціалів в іонних розплавах.
24. Вплив кисло-лужних рівноваг при електролізі іонних розплавів.
25. Порівняльна характеристика конструкцій алюмінійних електролізерів.
26. Параметри технологічного режиму роботи алюмінійного електролізера. Причини розладу режиму роботи.
27. Порівняльна характеристика конструкцій магнійних електролізерів.
28. Фізико-хімічні процеси, що відбуваються на електродах алюмінійного електролізера при електролізі.

## ЗАПИТАННЯ ДЛЯ ТЕСТОВОГО КОНТРОЛЮ

### 1. Кріолітове відношення це:

а)  $\frac{NaF}{AlF_3}$ ;

б)  $\frac{mAlF_3}{nNaF}$ ;

в)  $\frac{Na_3AlF_6}{AlF_6}$ ;

г)  $\frac{nNaF}{mAlF_3}$ ;

д)  $\frac{nAl_2O_3}{mSiO_2}$ ;

е)  $\frac{Al_2O_3}{SiO_2}$ .

Тут  $n$  і  $m$  – кількості молекул речовин.

### 2. Який з кольорових металів продукується в даний час в найбільших кількостях:

а) Cu;

б) Pb;

в) Ti;

г) Mg;

д) Sn;

е) Al.

### 3. Зі 100 кг руди (маса металу в руді складає 2 кг) отримано 8 кг концентрату (маса металу в концентраті складає 1,6 кг). Ступінь збагачення при цьому складає:

а) 1,25;

б) 12,5;

в) 10,0;

г) 8,0;

д) 80,0;

е) 92,0.

4. Зі 100 кг руди (маса металу в руді складає 2 кг) отримано 8 кг концентрату (маса металу в концентраті складає 1,6 кг). Ступінь вивантаження при цьому складає, %:

- а) 1,25;
- б) 12,5;
- в) 10,0;
- г) 8,0;
- д) 80,0;
- е) 92,0.

5. Зі 100 кг руди (маса металу в руді складає 2 кг) отримано 8 кг концентрату (маса металу в концентраті складає 1,6 кг). Вихід продукту при цьому складає %:

- а) 1,25;
- б) 12,5;
- в) 10,0;
- г) 8,0;
- д) 80,0;
- е) 92,0.

6. Зі 100 кг руди (маса металу в руді складає 2 кг) отримано 8 кг концентрату (маса металу в концентраті складає 1,6 кг). Ступінь скорочення при цьому складає %:

- а) 1,25;
- б) 12,5;
- в) 10,0;
- г) 8,0;
- д) 80,0;
- е) 92,0.

**7. Вкажіть метал, який не можна виділити на катоді електролізом з водних розчинів:**

- а) Al;
- б) Ni;
- в) Cd;
- г) Ga;
- д) Mg;
- е) Zn.

**8. Хімічна формула глинозему це:**

- а)  $\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ ;
- б)  $\text{Al}(\text{OH})_3$ ;
- в)  $\text{NaAl}(\text{OH})_4$ ;
- г)  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ;
- д)  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ;
- е)  $\text{AlF}_3$ .

**9. Хімічна формула карналіту це:**

- а)  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$ ;
- б)  $\text{Al}(\text{OH})_3$ ;
- в)  $\text{MgCl}_2 \cdot \text{KCl}$ ;
- г)  $\text{MgCO}_3 \cdot \text{KCl}$ ;
- д)  $\text{MgCl}_2 \cdot \text{KCl} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ;
- е)  $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$

**10. Яка формула використовується для визначення виходу за струмом моновалентних металів):**

$$\text{а) } B_m = \frac{m_{np} \cdot \tau \cdot F}{I \cdot A \cdot z} \cdot 100 \%;$$

$$\text{б) } B_m = \frac{m_{np} \cdot z \cdot F}{I \cdot A \cdot \tau} \cdot 100 \%;$$

$$\text{в) } B_m = \frac{m_{np} \cdot \tau \cdot I \cdot z}{A \cdot F} \cdot 100 \%;$$

$$\text{г) } B_m = \frac{\tau \cdot F \cdot I}{m_{np} \cdot A \cdot z} \cdot 100 \%;$$

$$\text{д) } B_m = \frac{m_{теор}}{m_{np}} \cdot 100 \%;$$

$$\text{е) } B_m = \frac{q_{np}}{q_{теор}} \cdot 100 \%.$$

**11. Одиниці вимірювання питомої електропровідності:**

$$\text{а) } \text{Ом} \cdot \text{см};$$

$$\text{б) } \text{Ом}^{-1} \cdot \text{см}^2;$$

$$\text{в) } \text{См}^{-1} \cdot \text{см}^{-1};$$

$$\text{г) } \text{См}^{-1} \cdot \text{см};$$

$$\text{д) } \text{Ом} \cdot \text{См}$$

$$\text{е) } \text{См} \cdot \text{см}^{-1}.$$

**12. Залежність потенціалу в електрохімічному процесі від щільності струму на електроді:**

$$\text{а) } \Delta E_{a(k)} = \pm \frac{R \cdot F}{z \cdot T \cdot n_{a(k)}} \cdot \ln \frac{i}{i_0};$$

$$\text{б) } \Delta E_{a(k)} = \pm \frac{R \cdot T}{z \cdot F \cdot n_{a(k)}} \cdot \ln i_0;$$

$$\text{в) } \Delta E_{k(a)} = \pm \frac{R \cdot T}{z \cdot F \cdot n_{k(a)}} \cdot \lg \frac{i}{i_0};$$

$$\text{г) } \Delta E_{a(k)} = \pm \frac{R \cdot T}{z \cdot F \cdot n_{a(k)}} \cdot \ln \frac{i}{i_0};$$

$$\text{е) } \Delta E_{a(k)} = \pm \frac{R \cdot T}{z \cdot F \cdot n_{a(k)}} \cdot \lg i.$$



**13. Вираз для граничної щільності струму на катоді має вигляд:**

$$\text{а) } i_{np} = \frac{z \cdot F \cdot C_o}{D \cdot \delta \cdot (1 - n_k)};$$

$$\text{б) } i_{np} = \frac{D \cdot F \cdot C_o}{z \cdot \delta \cdot (1 - n_k)};$$

$$\text{в) } i_{np} = \frac{z \cdot F \cdot (1 - C_o)}{D \cdot \delta \cdot (1 - n_k)};$$

$$\text{г) } i_{np} = \frac{z \cdot F \cdot D \cdot C_o}{(1 - n_k) \cdot \delta};$$

$$\text{д) } i_{np} = \frac{D \cdot F \cdot C_o}{z \cdot \delta \cdot (1 + n_k)};$$

$$\text{е) } i_{np} = \frac{z \cdot F \cdot (1 - C_s)}{D \cdot \delta \cdot (1 - n_k)}.$$

**14. При  $I = 100$  кА за  $\tau = 1$  год. електролізу виділилося 29,0 кг Al ( $A_{Al} = 26,98$ ). Вихід алюмінію по струму склав %:**

а) 63,18;

б) 69,31;

в) 59,41;

г) 69,59;

д) 86,4;

е) 61,03.

## ЛИТЕРАТУРА

### Основна

1. Ветюков М.М., Цыплаков А.М., Школьников С.Н. Электрометаллургия алюминия и магния - М.: Metallurgy, 1987.-320 с.
2. Беляев А.И. Metallurgy легких металлов - М.: Metallurgy, 1970.-365 с.
3. Беляев А.И., Рапопорт М.Б., Фирсанова Л.А. Электрометаллургия алюминия – М.: Государственное научно-техническое издательство литературы по черной и цветной металлургии, 1953. – 720 с.
4. Баймаков Ю.В., Ветюков М.М. Электролиз расплавленных солей – М.: Metallurgy, 1966. – 560 с.
5. Троицкий И.А., Железнов В.А. Metallurgy алюминия. – М.: Metallurgy, 1984. – 398 с.
6. Эйдензон М.А. Metallurgy магния и других легких металлов. М.: Metallurgy, 1974. – 200 с.
7. Криворученко В.В., Коробов М.А. Тепловые и энергетические балансы электролизеров. – М.: Государственное научно-техническое издательство литературы по черной и цветной металлургии, 1963. – 320 с.
8. Методические указания к лабораторному практикуму по специальной дисциплине «Metallurgy цветных металлов», для студентов ЗГИА специальности МЦМ /составители Г.А. Колобов, В.В. Лебедев, И.Е. Лукошников, Т.Н.Нестеренко, И.Ф. Червоный – Запорожье: ЗГИА, 2003. – 108 с.

### Додаткова

9. Делимарский Ю.К. Теоретические основы электролиза ионных расплавов. - М.: Metallurgy, 1986.-223 с.
10. Абрамов Г.А., Ветюков М.М. и др. Теоретические основы электрометаллургии алюминия – М.: Metallurgizdat, 1953. - 583 с.
11. Уткин Н.И. Metallurgy цветных металлов – М.: 1985. – 440 с.
12. Костюков А.А., Киль И.Г. и др. Справочник металлурга по цветным металлам. Производство алюминия. М.: Metallurgy, 1971. – 560 с.

ТЕМИ ДЛЯ ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКОВО-ГРАФІЧНИХ РОБІТ

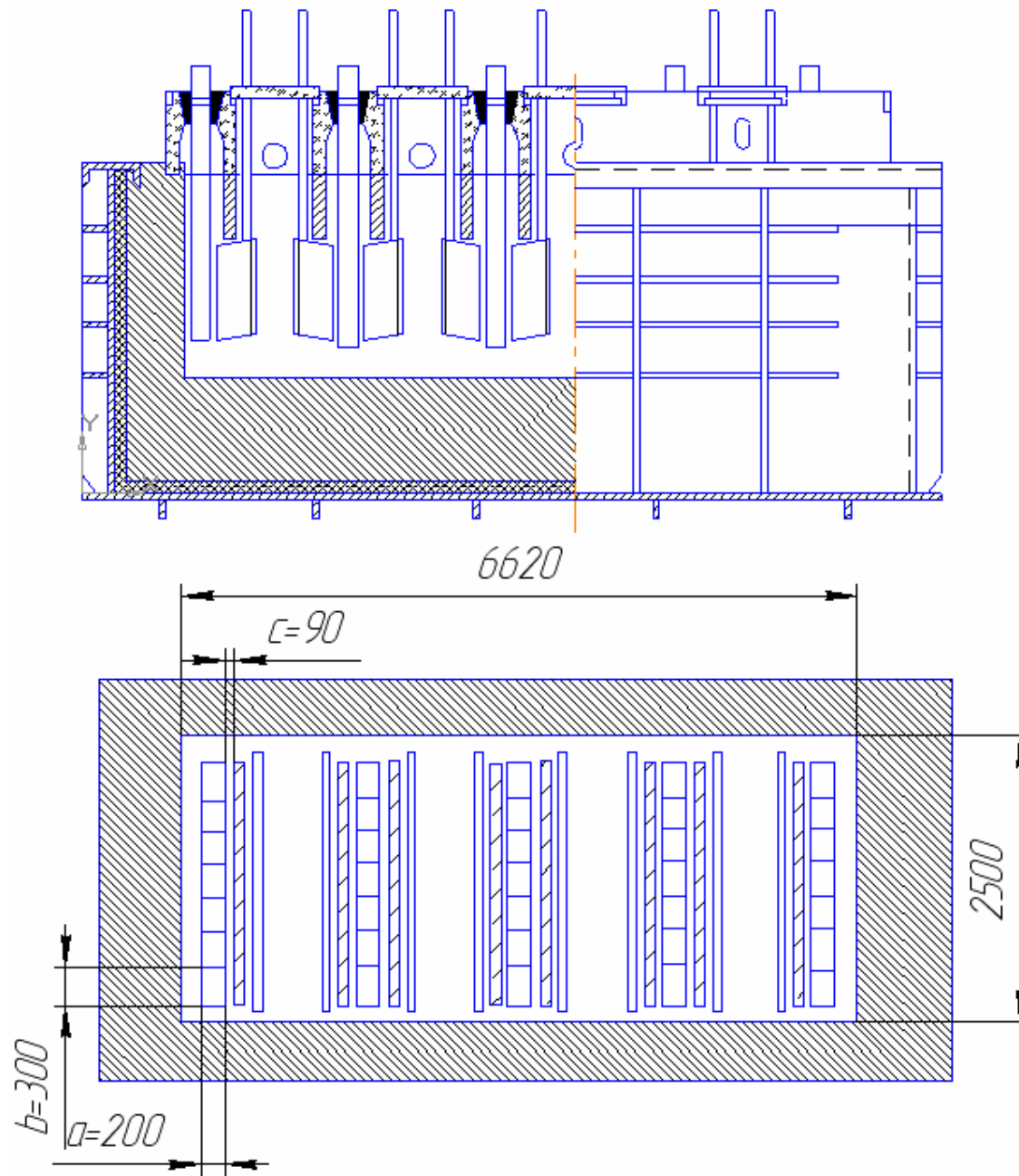
1 Вихідні дані для розрахунку електролізера для продукування магнію

№ варіанту	Сила струму електролізу $I$ , кА	Щільність струму анодна $i_a$ , А/см <sup>2</sup>	Щільність струму катодна $i_k$ , А/см <sup>2</sup>	Щільність струму прохідна в аноді $i_a$ , А/см <sup>2</sup>	Щільність струму прохідна в катоді $i_k$ , А/см <sup>2</sup>	Відстань між електродами $L$ , мм	Ширина анода $B_a$ , см	Вихід за струмом $B_r$ , %	Вихід шламу на 1 кг Mg-сирцю $B_{ш}$ , кг	Вихід перегону на 1 кг Mg- сирцю $B_{п}$ , кг	Вихід відпрацьованого електроліту на 1 кг Mg-сирцю $B_{...}$ , кг	Температура завантажувального зневодненого карналіту $t_k$ , °C	Температура робочого електроліту $t_e$ , °C	Відсмоктування газу з катодних осередків при н.у., м <sup>3</sup> /ч	Падіння напруги в ошиновці і контактах $V_{ощ}$ , В	Температура хлору, що виходить з електролізера $t_k$ , °C
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
1	101,0	0,370	0,470	5,200	24,000	65	≤ 220	77,4	0,110	0,071	3,500	679	680	1100	0,300	290
2	101,5	0,375	0,472	5,202	24,002	66	≤ 220	77,5	0,111	0,072	3,502	680	681	1102	0,301	291
3	102,0	0,380	0,474	5,204	24,004	67	≤ 220	77,6	0,112	0,073	3,504	681	682	1104	0,302	292
4	102,5	0,385	0,476	5,206	24,006	68	≤ 220	77,7	0,113	0,074	3,506	682	683	1106	0,303	293
5	103,0	0,390	0,478	5,208	24,008	69	≤ 220	77,8	0,114	0,075	3,508	683	684	1108	0,304	294
6	103,5	0,395	0,480	5,210	24,100	70	≤ 220	77,9	0,115	0,076	3,510	682	685	1110	0,305	295
7	104,0	0,400	0,482	5,212	24,102	71	≤ 220	78,0	0,116	0,077	3,512	681	686	1112	0,306	296
8	104,5	0,405	0,484	5,214	24,104	72	≤ 220	78,1	0,117	0,078	3,514	680	687	1114	0,307	297
9	105,0	0,410	0,486	5,216	24,106	73	≤ 220	78,2	0,118	0,079	3,516	679	688	1116	0,308	298
10	105,5	0,415	0,488	5,218	24,108	74	≤ 220	78,3	0,119	0,080	3,518	680	689	1118	0,309	299
11	106,0	0,420	0,490	5,220	24,110	75	≤ 220	78,4	0,120	0,081	3,520	681	690	1120	0,310	300
12	106,5	0,425	0,492	5,222	24,112	76	≤ 220	78,5	0,121	0,082	3,522	682	691	1122	0,311	301
13	107,0	0,430	0,494	5,224	24,114	77	≤ 220	78,6	0,122	0,083	3,524	683	692	1124	0,312	302
14	107,5	0,435	0,496	5,226	24,116	78	≤ 220	78,7	0,123	0,084	3,526	682	693	1126	0,314	303
15	108,0	0,440	0,498	5,228	24,118	79	≤ 220	78,8	0,124	0,085	3,528	681	694	1128	0,316	304
16	108,5	0,445	0,500	5,230	24,120	80	≤ 220	78,9	0,125	0,086	3,530	680	695	1130	0,318	305
17	109,0	0,450	0,502	5,232	24,122	81	≤ 220	79,0	0,126	0,087	3,532	679	696	1132	0,320	290
18	109,5	0,370	0,504	5,234	24,124	65	≤ 220	79,1	0,127	0,088	3,534	680	697	1134	0,322	291
19	110,0	0,375	0,506	5,236	24,126	66	≤ 220	79,2	0,128	0,089	3,536	681	698	1136	0,324	292
20	110,5	0,380	0,508	5,238	24,128	67	≤ 220	79,3	0,129	0,090	3,538	682	699	1138	0,326	293
21	111,0	0,385	0,510	5,240	24,130	68	≤ 220	79,4	0,130	0,091	3,540	683	700	1140	0,328	294
22	111,5	0,390	0,512	5,242	24,132	69	≤ 220	79,5	0,131	0,092	3,542	682	701	1142	0,330	295
23	112,0	0,395	0,512	5,244	24,134	70	≤ 220	79,6	0,132	0,093	3,544	681	702	1144	0,332	296
24	112,5	0,400	0,514	5,246	24,136	71	≤ 220	79,7	0,133	0,094	3,546	680	703	1146	0,334	297
25	113,0	0,405	0,516	5,248	24,138	72	≤ 220	79,8	0,134	0,095	3,548	679	704	1148	0,336	298
26	113,5	0,410	0,518	5,250	24,140	73	≤ 220	79,9	0,135	0,096	3,550	680	705	1150	0,338	299
27	114,0	0,415	0,520	5,238	24,142	74	≤ 220	80,0	0,136	0,097	3,552	681	706	1152	0,340	300
28	114,5	0,420	0,522	5,236	24,144	75	≤ 220	80,1	0,137	0,098	3,554	682	707	1154	0,342	301
29	115,0	0,425	0,524	5,234	24,146	76	≤ 220	80,2	0,138	0,099	3,556	683	708	1156	0,344	302
30	115,5	0,430	0,526	5,232	24,148	77	≤ 220	80,3	0,139	0,100	3,558	682	709	1158	0,346	303
31	116,0	0,435	0,528	5,230	24,150	78	≤ 220	80,4	0,140	0,101	3,560	681	710	1160	0,348	304
32	116,5	0,440	0,529	5,228	24,152	79	≤ 220	80,5	0,110	0,102	3,562	680	680	1162	0,350	305
33	117,0	0,445	0,530	5,226	24,154	80	≤ 220	80,6	0,111	0,103	3,564	679	681	1164	0,300	290
34	117,5	0,450	0,531	5,224	24,156	81	≤ 220	80,7	0,112	0,104	3,566	680	682	1166	0,301	291
35	118,0	0,380	0,532	5,222	24,158	65	≤ 220	80,8	0,113	0,071	3,568	681	683	1168	0,302	292
36	118,5	0,385	0,533	5,220	24,160	66	≤ 220	80,9	0,114	0,072	3,570	682	684	1170	0,303	293
37	119,0	0,390	0,534	5,218	24,162	67	≤ 220	81,0	0,115	0,073	3,572	683	685	1172	0,304	294
38	119,5	0,395	0,535	5,216	24,164	68	≤ 220	77,4	0,116	0,074	3,574	679	686	1174	0,305	295
39	120,0	0,400	0,536	5,214	24,166	69	≤ 220	77,5	0,117	0,075	3,576	680	687	1176	0,306	296
40	120,5	0,405	0,537	5,212	24,168	70	≤ 220	77,6	0,118	0,076	3,578	681	688	1178	0,307	297
41	121,0	0,410	0,538	5,210	24,170	71	≤ 220	77,7	0,119	0,077	3,580	682	689	1180	0,308	298
42	121,5	0,415	0,539	5,208	24,172	72	≤ 220	77,8	0,120	0,078	3,582	683	690	1182	0,309	299
43	122,0	0,420	0,540	5,206	24,174	73	≤ 220	77,9	0,121	0,079	3,584	679	691	1184	0,310	300
44	122,5	0,425	0,480	5,204	24,176	74	≤ 220	78,0	0,122	0,080	3,586	680	692	1186	0,311	301
45	123,0	0,430	0,481	5,202	24,178	75	≤ 220	78,1	0,123	0,081	3,588	681	693	1188	0,312	302
46	123,5	0,435	0,482	5,200	24,180	76	≤ 220	78,2	0,124	0,082	3,590	682	694	1190	0,313	303
47	124,0	0,440	0,483	5,202	24,182	77	≤ 220	78,3	0,125	0,083	3,592	683	695	1192	0,314	304
48	124,5	0,445	0,484	5,204	24,184	78	≤ 220	78,4	0,126	0,084	3,593	679	696	1193	0,316	305
49	125,0	0,450	0,485	5,206	24,186	79	≤ 220	78,5	0,127	0,085	3,594	680	697	1194	0,318	290
50	125,5	0,410	0,486	5,208	24,188	80	≤ 220	78,6	0,128	0,086	3,595	681	698	1195	0,320	291

## 2 Вихідні дані для розрахунку електролізера для продукування алюмінію

№ варіанту	Сила току електролізу I, кА	Вихід за струмом $\eta_e$ , %	Втрати напруги у шинопроводах, В	Резерв напруги (а.е.), В	Резерв напруги (к.к.), В	Тривалість а.е., с	Кількість а.е. за добу, шт	Напруга при а.е., В	Ширина анода $B_a$ , см	Рівень технологічного Al, мм	Висота електроліту, мм	Товщина корки, мм	Втрати глинозему, кг/кг Al	Втрати $AlF_3$ , кг/кг Al	Втрати кріоліту, кг/кг Al	Втрати анодної маси, кг/кг Al	Вміст $CO_2$ в анодних газах, %	Вміст CO в анодних газах, %	Щільність струму в стояках, А/мм <sup>2</sup>	Середнє струмове навантаження на штир, А	Щільність струму для сталі, А/мм <sup>2</sup>
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
1	68,0	85,1	0,80	28,00	0,860	80	1,00	30,0	270	300	200	45,0	1,922	0,026	0,036	0,542	55,0	45,0	0,290	1900	0,190
2	69,0	85,2	0,81	28,02	0,862	81	1,02	30,1	270	301	199	45,1	1,923	0,027	0,035	0,541	55,2	44,8	0,291	1902	0,191
3	70,0	85,3	0,82	28,04	0,864	82	1,04	30,2	270	302	198	45,2	1,924	0,028	0,034	0,540	55,4	44,6	0,292	1904	0,192
4	71,0	85,4	0,83	28,06	0,866	83	1,06	30,3	270	303	197	45,3	1,925	0,029	0,033	0,539	55,6	44,4	0,293	1906	0,193
5	72,0	85,5	0,84	28,08	0,868	84	1,08	30,4	270	304	196	45,3	1,926	0,030	0,032	0,538	55,8	44,2	0,294	1908	0,194
6	73,0	85,6	0,85	28,10	0,870	85	1,10	30,5	270	305	195	45,5	1,927	0,031	0,031	0,537	56,0	44,0	0,294	1910	0,195
	74,0	85,7	0,86	28,12	0,872	86	1,12	30,6	270	306	194	45,6	1,928	0,032	0,030	0,536	56,2	43,8	0,296	1912	0,196
8	75,0	85,8	0,87	28,14	0,874	87	1,14	30,7	270	307	193	45,7	1,929	0,033	0,029	0,535	56,4	43,6	0,297	1914	0,197
9	76,0	85,9	0,88	28,16	0,876	88	1,16	30,8	270	308	192	45,8	1,930	0,034	0,028	0,534	56,6	43,4	0,298	1916	0,198
10	77,0	86,0	0,89	28,18	0,878	89	1,18	30,9	270	309	191	45,9	1,931	0,035	0,027	0,533	56,8	43,2	0,299	1918	0,199
11	78,0	86,1	0,90	28,20	0,880	90	1,20	31,0	270	310	190	46,0	1,932	0,036	0,026	0,532	57,0	43,0	0,300	1920	0,200
12	79,0	86,2	0,91	28,22	0,882	91	1,22	31,1	270	311	189	46,1	1,921	0,037	0,025	0,531	57,2	42,8	0,299	1922	0,199
13	80,0	86,3	0,92	28,24	0,884	92	1,24	31,2	270	312	188	46,2	1,922	0,028	0,024	0,530	57,4	42,6	0,298	1924	0,198
14	81,0	86,4	0,93	28,26	0,886	93	1,26	31,3	270	313	187	46,3	1,923	0,029	0,023	0,542	57,6	42,4	0,297	1926	0,197
15	82,0	86,5	0,94	28,28	0,888	94	1,28	31,4	270	314	186	46,4	1,924	0,026	0,022	0,541	57,8	42,2	0,296	1928	0,196
16	83,0	86,6	0,95	28,30	0,890	95	1,30	31,5	270	315	185	46,5	1,925	0,027	0,021	0,540	58,0	42,0	0,295	1930	0,195
17	84,0	86,7	0,86	28,32	0,892	96	1,32	31,6	270	316	184	46,6	1,926	0,030	0,032	0,539	58,2	41,8	0,294	1932	0,194
18	85,0	86,8	0,87	28,34	0,894	97	1,34	31,7	270	317	183	46,7	1,927	0,031	0,031	0,538	58,4	41,6	0,293	1934	0,193
19	86,0	86,9	0,88	28,36	0,896	98	1,36	31,8	270	318	182	46,8	1,928	0,035	0,030	0,537	58,6	41,4	0,292	1936	0,192
20	87,0	87,0	0,89	28,38	0,898	99	1,38	31,9	270	319	181	46,9	1,929	0,034	0,029	0,536	58,8	41,2	0,291	1938	0,191
21	88,0	85,1	0,90	28,40	0,900	100	1,40	32,0	270	320	180	47,0	1,930	0,033	0,022	0,535	59,0	41,0	0,290	1940	0,190
22	89,0	85,2	0,91	28,42	0,902	82	1,42	32,1	270	305	195	47,1	1,931	0,032	0,023	0,534	59,2	40,8	0,291	1942	0,191
23	90,0	85,3	0,92	28,44	0,904	81	1,44	32,2	270	306	194	47,2	1,932	0,036	0,021	0,533	59,4	40,6	0,292	1944	0,192
24	91,0	85,4	0,93	28,46	0,906	84	1,46	32,3	270	307	193	47,3	1,933	0,037	0,04	0,532	59,6	40,4	0,293	1946	0,193
25	92,0	85,5	0,94	28,48	0,908	83	1,48	32,4	270	308	192	47,4	1,934	0,026	0,028	0,531	59,8	40,2	0,294	1948	0,194
26	93,0	85,6	0,95	28,50	0,909	85	1,49	32,6	270	309	191	47,5	1,922	0,027	0,029	0,532	60,0	40,0	0,295	1950	0,195
27	94,0	85,7	0,96	28,52	0,910	86	1,50	32,8	270	310	190	47,6	1,923	0,028	0,030	0,533	60,2	39,8	0,296	1952	0,196
28	95,0	85,8	0,97	28,54	0,911	87	1,51	33,0	270	311	189	47,7	1,924	0,029	0,031	0,534	60,4	39,6	0,297	1954	0,197
29	96,0	85,9	0,98	28,56	0,912	88	1,52	30,2	270	312	188	47,8	1,925	0,030	0,032	0,535	60,6	39,4	0,298	1956	0,198
30	97,0	86,0	0,99	28,58	0,913	89	1,53	30,4	270	313	187	47,9	1,926	0,031	0,021	0,536	60,8	39,2	0,299	1958	0,199
31	98,0	86,1	1,00	28,60	0,914	90	1,54	30,6	270	314	186	48,0	1,927	0,032	0,022	0,537	61,0	39,0	0,300	1960	0,200
32	99,0	86,2	0,80	28,62	0,915	91	1,55	30,8	270	315	185	48,1	1,928	0,033	0,023	0,538	61,2	38,8	0,299	1962	0,199
33	100,0	86,3	0,81	28,64	0,916	92	1,56	31,0	270	316	184	48,2	1,929	0,034	0,024	0,539	61,4	38,6	0,298	1964	0,198
34	101,0	86,4	0,82	28,66	0,917	93	1,57	31,2	270	317	183	48,3	1,930	0,035	0,025	0,540	61,6	38,4	0,297	1966	0,197
35	102,0	86,5	0,83	28,68	0,918	94	1,58	31,4	270	318	182	48,4	1,931	0,036	0,026	0,541	61,8	38,2	0,296	1968	0,196
36	103,0	86,6	0,84	28,70	0,919	95	1,59	31,6	270	319	181	48,5	1,932	0,037	0,027	0,542	62,0	38,0	0,295	1970	0,195
37	104,0	86,7	0,85	28,72	0,920	96	1,60	31,8	270	320	180	48,6	1,920	0,026	0,028	0,531	62,2	37,8	0,294	1972	0,194
38	105,0	86,8	0,86	28,74	0,921	97	1,00	32,0	270	321	179	48,7	1,921	0,027	0,029	0,532	62,4	37,6	0,293	1974	0,193
39	106,0	86,9	0,87	28,76	0,922	98	1,02	32,2	270	322	178	48,8	1,922	0,028	0,030	0,533	62,6	37,4	0,292	1976	0,192
40	107,0	87,0	0,88	28,78	0,923	99	1,04	32,4	270	323	177	48,9	1,923	0,029	0,031	0,534	62,8	37,2	0,291	1978	0,191
41	108,0	87,1	0,89	28,80	0,924	100	1,06	32,6	270	324	176	49,0	1,924	0,030	0,032	0,535	63,0	37,0	0,290	1980	0,190
42	109,0	87,2	0,90	28,82	0,925	101	1,08	32,8	270	325	175	49,1	1,925	0,031	0,021	0,536	55,0	45,0	0,300	1982	0,200
43	110,0	87,3	0,91	28,84	0,926	102	1,10	33,0	270	300	200	49,2	1,926	0,032	0,022	0,537	55,2	44,8	0,299	1984	0,199
44	111,0	85,0	0,92	28,86	0,927	103	1,12	30,1	270	301	199	49,3	1,927	0,033	0,023	0,538	55,4	44,6	0,298	1986	0,198
45	115,0	85,1	0,93	28,88	0,928	104	1,14	30,3	270	302	198	49,4	1,928	0,034	0,024	0,539	55,6	44,4	0,297	1988	0,197
46	116,0	85,2	0,94	28,90	0,929	80	1,16	30,5	270	303	197	49,5	1,929	0,035	0,025	0,540	55,8	44,2	0,296	1990	0,196
47	117,0	85,3	0,95	28,11	0,930	81	1,18	30,7	270	304	196	49,6	1,930	0,036	0,026	0,541	56,0	44,0	0,295	1992	0,195
48	118,0	85,4	0,96	28,21	0,931	82	1,20	30,9	270	305	195	49,7	1,931	0,037	0,027	0,542	56,2	43,8	0,294	1994	0,194
49	119,0	85,5	0,97	28,31	0,932	83	1,22	31,1	270	306	194	49,8	1,932	0,027	0,028	0,531	56,4	43,6	0,293	1996	0,193
50	120,0	85,6	0,98	28,41	0,933	84	1,24	31,3	270	307	193	49,9	1,922	0,026	0,029	0,532	56,6	43,4	0,292	1998	0,192

Електролізер для продукування магнію



Електролізер для продукування алюмінію с самоопалючим анодом

