



## Декантационные процессы в гидрометаллургии урана

Н. А. Якубович

Экстракционные, сорбционные и электрохимические методы извлечения ценных компонентов могут применяться к осветленным растворам и непосредственно к техническим суспензиям или пульпам. Для разделения пульпы и отмывки растворимых веществ от осадков в гидрометаллургии все большее значение приобретают декантационные процессы в сочетании с использованием высокоэффективных флокулирующих реагентов для ускорения седиментации и получения осветленных растворов. В статье указывается на необходимость проведения в каждом конкретном случае сравнительных технико-экономических расчетов, обосновывающих выбор технологической схемы с извлечением ценных компонентов либо из осветленных растворов, либо непосредственно из пульпы.

Приводятся полученные автором обобщенные уравнения для расчета технологических параметров процессов декантационной отмывки растворимых веществ от осадков.

Современная урановая промышленность создавалась в течение последних двух десятилетий и характеризует общее состояние гидрометаллургии. Развитие урановой промышленности привело к открытию новых высокоэффективных методов интенсификации отдельных гидрометаллургических процессов, а также принципиально новых способов извлечения ценных компонентов из рудного сырья, растворов и суспензий. Технологические и другие данные, характеризующие заводы по переработке урановых руд в капиталистических странах, освещены в недавно вышедшей работе [1], в которой подчеркивается все возрастающее значение сорбционных и экстракционных процессов не только на операциях тонкой очистки урансодержащих растворов от примесей, но и при извлечении урана из растворов и пульпы, получаемых непосредственно после выщелачивания руд.

Сорбционные, экстракционные и электрохимические методы в технологии урана и редких металлов могут применяться как к осветленным растворам, так и непосредственно к различным гидрометаллургическим пульпам. В том и другом случаях проявляются известные преимущества и недостатки технологического и экономического харак-

тера, и правильный выбор метода для промышленного осуществления может быть сделан только на основании объективного расчета и сопоставления всех технико-экономических показателей.

Дело в том, что трудности, связанные с разделением пульпы, получением осветленных растворов и промывкой осадков при фильтрации и сгущении, считавшиеся до недавнего времени непреодолимыми, в настоящее время в значительной мере успешно разрешаются путем применения высокоэффективных флокулирующих реагентов в сочетании с декантационными методами промывки осадков [2—4].

В связи с этим следует отметить, что большая часть заводов по переработке урановых руд, построенных в последние годы в капиталистических странах, работает по схеме кислотного выщелачивания с последующей экстракцией урана именно из осветленных растворов. Наряду с высокими технико-экономическими показателями в этом случае значительно упрощается аппаратное оформление и полная автоматизация при непрерывности технологического процесса. Типичным примером использования такой схемы в сочетании с противоточной декантацией может служить самый крупный завод в США Кермак

Ньюклар в штате Нью-Мексико производительностью 3300 т руды в сутки.

На заводах, перерабатывающих одновременно силикатные и карбонатные руды и получающих по декантационной схеме кислотные и карбонатные растворы, последние можно использовать для регенерации урана из органической фазы, образующейся при экстракции урана из кислотных растворов. Такой процесс, осуществленный на заводе компании «Саскавехен» в штате Вайоминг (США), позволил значительно сократить расход соды и достигнуть высокого содержания урана в растворах, поступающих на осадочные химических концентратов.

Большое значение в гидрометаллургии урана могут иметь комплексные руды с различным сочетанием ценных компонентов. В этом случае разделение пульпы после выщелачивания и переработка осветленного раствора позволяют избавиться от целого ряда затруднений, возникающих при селективном извлечении ценных компонентов непосредственно из пульпы.

В настоящее время проводятся многочисленные исследования и разработаны оригинальные аппаратные решения, которые в значительной мере устранили трудности, связанные с извлечением ценных компонентов непосредственно из пульпы после выщелачивания [4, 5, 6]. Однако в отдельных случаях разделение пульпы после выщелачивания с последующим извлечением ценных компонентов из осветленных растворов различными методами может оказаться экономически более целесообразным.

Разделение пульпы на жидкую и твердую фазы и отмывка растворимых веществ от осадков осуществляется в различных аппаратах отстойного или фильтрующего типа под действием силы тяжести, центробежной силы или разности давлений [7, 8].

Если промывка осадков производится в спиральных или реечных классификаторах и гидроциклонах, то промывные растворы, циркулирующие по системе, содержат значительное количество твердых шламовых частиц; в случае же декантационной промывки в отстойных сгустителях на каждой стадии процесса получают осветленные растворы.

Сгустители могут быть установлены так, что обеспечивают самотек растворов по системе. Для перемещения сгущенных продук-

тов применяются диафрагмовые, центробежные или струйные насосы, а также эрлифты и другие устройства. Если уровень заполнения сгустителей одинаков, то с помощью насосов перекачиваются и осветленные растворы, и сгущенный продукт. Именно необходимость применения насосов является существенной трудностью при промышленном использовании противоточной декантационной промывки флокулированных осадков.

Если твердая фаза пульпы представляет собой кристаллический или достаточно крупнозернистый продукт, то промывка таких осадков может осуществляться на фильтрующих аппаратах путем просачивания промывной жидкости через слой осадка или же путем многостадийного фильтрования с промежуточной рекулацией осадков.

В настоящее время ведутся работы по упрощению аппаратного оформления разделительных и промывных процессов с использованием для этой цели многоярусных сгустителей, суспензионных фильтров и различных аппаратов, основанных на свойствах взвешенного слоя.

Наиболее полного отделения растворимых веществ от осадка можно достигнуть путем последовательной промывки осадка отдельными порциями промывной жидкости [9]. С целью сокращения общего ее количества и сохранения достаточно высокой эффективности и непрерывности процесса в промышленности широко используется непрерывная противоточная промывка осадков. Уменьшение расхода промывной жидкости является важной задачей в гидрометаллургической практике, так как при этом не только сокращается количество обрабатываемых суспензий и растворов, но и повышается концентрация растворимых солей в промывных растворах. Процесс непрерывной противоточной промывки осуществляется как с целью получения чистых растворов, не содержащих взвешенных твердых частиц, так и с целью получения пульпы, в которых все твердые частицы были бы меньше заданного размера. Описаны [4, 7] урановые заводы, на которых используется комбинированная система противоточной промывки песковой и пламовой фракций рудного материала. При этом песковая фракция противоточно промывается в системе спиральных классификаторов или гидроциклонов, а пламовая фракция (слив классификаторов) промывает-

ся в системе отстойных сгустителей с добавкой флокулирующих реагентов для увеличения производительности сгущения и получения осветленного товарного раствора. В этих схемах один и тот же промывной раствор последовательно протекает через все разделительные аппараты.

Расчет технологических показателей, характеризующих противоточную отмывку растворимых веществ, производится путем составления и решения системы уравнений, отображающих материальный баланс установленного процесса [10—14].

В гидromеталлургической практике заданными величинами обычно являются соотношение  $\mathcal{K} : \mathcal{T} = R$  в исходной пульпе, концентрация отмываемого вещества  $C$  в жидкой фазе исходной пульпы и соотношение  $\mathcal{K} : \mathcal{T} = R_{oc}$  в сгущенной пульпе (или в кеке) на каждой ступени отмывки. Чаще всего требуется определить изменение концентрации отмываемого вещества в жидкой фазе отвалной пульпы и эффективность процесса в зависимости от числа ступеней отмывки. Весьма важным является также сопоставление теоретически рассчитанных концентраций отмываемого вещества в циркулирующих по системе растворах с фактически полученными. Из такого сопоставления можно сделать практически важные выводы о свойствах осадка и о необходимом аппаратурном оформлении процесса смещения осадков с растворами.

Важнейшим технологическим показателем, характеризующим отмывку растворимых веществ от осадка, является эффективность отмывки, определяемая как отношение количества растворимых веществ в товарных растворах, выводимых из процесса, к количеству этих веществ, поступивших вместе с осадками (в жидкой фазе пульпы или кека) на отмывку.

Эффективность отмывки определяется из выражения

$$\varepsilon = \frac{W_{ссл} C_{ссл}}{RC} 100 = \left[ 1 - \frac{R_{oc} C_n}{RC} \right] 100\%, \quad (1)$$

где  $\varepsilon$  — эффективность отмывки, %;  $C$ ,  $C_{ссл}$ ,  $C_n$  — концентрация отмываемого вещества соответственно в жидкой фазе исходной пульпы, в товарном растворе и в жидкой фазе пульпы на последней ступени отмывки, кг/м<sup>3</sup>;  $R$ ,  $R_{oc}$  — количество жидкости, связанной

соответственно с 1  $m$  твердого нерастворимого вещества в исходной пульпе или кеке, поступивших на отмывку, и в сгущенной пульпе или кеке на последней стадии отмывки,  $m/m$ ;  $W_{ссл}$  — количество жидкости, выводимой из процесса в качестве товарного раствора, приходящаяся на 1  $m$  твердого вещества,  $m/m$ .

Величина эффективности отмывки зависит от количества ступеней отмывки, расхода промывной жидкости, содержания жидкости в удаляемом из процесса отмытом осадке, сорбционных свойств твердой фазы пульпы по отношению к отмываемому веществу и некоторых других факторов.

При расчете технологических показателей процессов отмывки нами сделаны допущения о том, что твердая фаза пульпы не сорбирует отмываемое вещество, которое распределено равномерно во всем объеме жидкой фазы пульпы на всех стадиях отмывки; выводимые из процесса осветленные растворы не содержат твердых взвешенных частиц; в процессе отмывки не происходит уменьшения веса осадка.

Если на последовательную декантационную отмывку растворимых веществ от осадка поступает пульпа с отношением  $\mathcal{K} : \mathcal{T}$ , равным  $R$ , и на каждой стадии отмывки сгущенная пульпа после отстаивания имеет отношение  $\mathcal{K} : \mathcal{T}$ , равное  $R_{oc}$ , то с 1  $m$  твердого вещества будет декантироваться в слив  $W_{ссл}$   $m$  раствора, причем  $W_{ссл} = R - R_{oc}$ .

Допустим, что на всех стадиях декантационной отмывки отношение  $\mathcal{K} : \mathcal{T}$  в сгущенной пульпе постоянно равняется  $R_{oc}$ , а разбавление свежей промывной жидкостью производится так, что пульпа после этого постоянно имеет отношение  $\mathcal{K} : \mathcal{T}$ , равное  $R$ . Тогда, решая систему уравнений материального баланса, можно получить выражение для вычисления концентрации отмываемого вещества в жидкой фазе пульпы  $C_x$  на заданной ступени отмывки:

$$C_x = \left( \frac{R_{oc}}{R} \right)^x C. \quad (2)$$

Если через  $M$  обозначить модуль отмывки, т. е. отношение количества жидкости, удаляемой на каждой стадии отмывки в виде раствора, к ее количеству, остающемуся с осадком в расчете на 1  $m$  твердого вещества,

то после введения величины  $M$  в уравнение (2) получим

$$M = \frac{R_{\text{ос}}}{R_{\text{ос}}} = \frac{R - R_{\text{ос}}}{R_{\text{ос}}}; \quad (3)$$

$$C_x = \frac{C}{(M+1)^x} \quad \text{или} \quad \frac{C}{C_x} = (M+1)^x. \quad (4)$$

Безразмерная величина  $C/C_x$ , или показатель снижения концентрации, представляет собой отношение концентрации отмываемого вещества в жидкой фазе исходной пульпы к концентрации этого вещества в жидкой фазе отмытого осадка.

Обычно выражение для определения эффективности процесса последовательной декантационной отмывки после небольших преобразований уравнений (1) и (4) будет иметь вид

$$\varepsilon = \frac{(M+1)^{n+1} - 1}{(M+1)^{(n+1)}}. \quad (5)$$

Технологические показатели, получаемые при практическом осуществлении процесса, могут отличаться от расчетных. По различию в показателях можно судить о сорбционных свойствах твердой фазы пульпы относительно отмываемого растворенного вещества и о равномерности его распределения во всем объеме жидкой фазы. Следует отметить, что введение добавок флокулирующих реагентов в пульпы для ускорения ступенчатого и фильтрования вызывает агрегирование частиц и может привести к повышению концентрации отмываемого вещества в растворе, заключенном внутри отдельных флокулов, по сравнению с его концентрацией во всей жидкости. Однако при достаточном, но не интенсивном перемешивании флокулированных частиц с промывным раствором эти концентрации выравниваются в течение сравнительно короткого промежутка времени.

Так, например, в одном из наших экспериментов при шестистадийной последовательной промывке нерастворимого остатка после карбонатного выщелачивания руды с добавкой необходимого количества полиакриламидного флокулянта были получены следующие результаты:  $C = 0,79 \text{ г/л}$ ;  $C_1 = 0,260 \text{ г/л}$ ;  $C_2 = 0,090 \text{ г/л}$ ;  $C_3 = 0,030 \text{ г/л}$ ;  $C_4 = 0,014 \text{ г/л}$ ;  $C_5 = 0,006 \text{ г/л}$ ;  $C_6 = 0,003 \text{ г/л}$ . Расчетные концентрации для этого опыта при  $M = 2$  получены:  $C_1 = 0,263 \text{ г/л}$ ;  $C_2 = 0,088 \text{ г/л}$ ;  $C_3 =$

$= 0,029 \text{ г/л}$ ;  $C_4 = 0,010 \text{ г/л}$ ;  $C_5 = 0,003 \text{ г/л}$ ;  $C_6 = 0,001 \text{ г/л}$ . Опыты проводились в стеклянных цилиндрах; смешивание ступенчатого осадка с промывным раствором производилось двукратным перенорачиванием цилиндра с осадком и добавлением раствором.

Такое же совпадение фактических и расчетных результатов получено в многочисленных лабораторных и укрупненных опытах, а также в промышленных условиях.

Влияние отдельных факторов на непрерывную противоточную отмывку растворимых веществ можно установить путем составления уравнений материального баланса для каждой отдельной ступени процесса при установившемся режиме и совместного решения полученной системы уравнений.

Пусть в систему непрерывной противоточной отмывки за какой-то промежуток времени поступает такое количество исходной пульпы, в котором содержится  $1 \text{ т}$  твердых взвешенных частиц и  $R \text{ т}$  раствора с концентрацией отмываемого вещества  $C \text{ кг/т}$ . За этот же промежуток времени на последнюю ступень отмывки подается  $R_0 \text{ т}$  промывной жидкости и удаляется с каждой ступени соответственно  $R_{1\text{ос}}$ ,  $R_{2\text{ос}}$ , ...,  $R_{n\text{ос}}$   $\text{т}$  растворов. Количество жидкости, перекачиваемое с  $1 \text{ т}$  осадка по системе сгустителей или других разделительных аппаратов, будет соответственно  $R_{1\text{ос}}$ ,  $R_{2\text{ос}}$ , ...,  $R_{n\text{ос}}$   $\text{т}$ .

Составим уравнения материального баланса для каждой отдельной ступени непрерывной противоточной отмывки:

$$\left. \begin{array}{l} \text{первая ступень} \\ RC + R_{2\text{ос}} C_2 = (R_{1\text{ос}} + R_{1\text{ос}}) C_1; \\ \text{вторая ступень} \\ R_{1\text{ос}} C_1 + R_{3\text{ос}} C_3 = (R_{2\text{ос}} + R_{2\text{ос}}) C_2. \end{array} \right\} \quad (6)$$

Для последней ступени  $n$  при условии, что на промывку осадков поступает промывная вода, не содержащая отмываемого вещества, получим следующее уравнение:

$$R_{(n-1)\text{ос}} C_{(n-1)} + R_{n\text{ос}} 0 = (R_{n\text{ос}} + R_{n\text{ос}}) C_n. \quad (6')$$

Материальный баланс установившегося процесса противоточной промывки можно также представить следующими уравнениями:

$$\left. \begin{aligned} &\text{для первой ступени} \\ &RC - \mathcal{K}_{1_{\text{с.л}}} C_1 - R_{n_{\text{ос}}} C_n; \\ &\text{для второй ступени} \\ &R_{1_{\text{ос}}} C_1 = \mathcal{K}_{2_{\text{с.л}}} C_2 + R_{n_{\text{ос}}} C_n; \\ &\text{для последней ступени} \\ &R_{(n-1)_{\text{ос}}} C_{(n-1)} = \mathcal{K}_{n_{\text{с.л}}} C_n - R_{n_{\text{ос}}} C_n. \end{aligned} \right\} (7)$$

Совместное решение уравнений (6), (7) позволяет в самом общем случае рассчитать концентрации отмываемого вещества в промывных аппаратах многостадийного процесса и определить число стадий, необходимых для обеспечения заданной эффективности отмывки.

В большинстве случаев на практике при установившемся процессе противоточной отмывки соблюдаются следующие условия:

1) величина отношения  $\mathcal{K} : T$  в нулевой, поступающей на противоточную отмывку в первый промывной аппарат системы, равна величине отношения  $\mathcal{K} : T$  в осадках (кеке, ступенной пульсе), полученных на каждой из ступеней отмывки:

$$R = R_{1_{\text{ос}}} = R_{2_{\text{ос}}} = \dots = R_{n_{\text{ос}}};$$

2) количество промывной жидкости, вводимой на последнюю ступень отмывки в расчете на 1  $m$  твердого нерастворимого вещества, равно количеству осветленного раствора, выводимого с 1  $m$  твердого вещества на каждой ступени отмывки:

$$\mathcal{K}_0 = \mathcal{K}_{1_{\text{с.л}}} = \mathcal{K}_{2_{\text{с.л}}} = \dots = \mathcal{K}_{n_{\text{с.л}}}.$$

Написав с учетом этих положений уравнения (6) и (7), получим

$$\left. \begin{aligned} C_1 &= \frac{1}{M} (C_2 - C_n); \\ C_2 &= \frac{1}{M} (C_3 - C_n); \\ &\dots \dots \dots \\ C_n &= \frac{1}{M^{n-1}} C_{(n-1)}. \end{aligned} \right\} (8)$$

откуда

$$C_n = \frac{M-1}{M^{(n-1)}-1} C. \quad (9)$$

Решая уравнения (8) и (9), можно найти концентрацию отмываемого вещества в растворах на всех ступенях процесса противоточной промывки.

Одним из основных показателей качества товарного раствора, получаемого в процессе противоточной отмывки, является концентрация в нем отмываемого вещества. В связи с этим представляет интерес расчет показателя снижения концентрации товарного раствора  $K$ , который определяется отношением концентрации отмываемого вещества в жидкой фазе исходной пульпы  $C$  к концентрации этого вещества в товарном растворе  $C_1$ :

$$K = \frac{C}{C_1} = \frac{M^{(n-1)}-1}{M^{(n-1)}-1} \quad (10)$$

Для вычисления эффективности процесса непрерывной противоточной отмывки из уравнений (4) и (7) получим

$$\varepsilon = \frac{M^{(n-1)}-1}{M^{(n-1)}-1} 100\%. \quad (11)$$

Когда условия процесса непрерывной противоточной отмывки таковы, что  $M=1$ , то для вычисления эффективности отмывки следует пользоваться преобразованным выражением, которое получается из (11) по правилу Лопиталя:

$$\varepsilon = \frac{n}{n-1} 100\%.$$

После совместного решения уравнений (8)–(11) можно заметить, что для многостадийного процесса противоточной отмывки концентрация отмываемого вещества в жидкой фазе пульпы на любой промежуточной стадии  $C_x$  будет определяться следующим выражением:

$$C_x = \frac{M^{(n-x)}-1}{M^{(n-1)}-1} C. \quad (12)$$

При осуществлении противоточной отмывки в промышленных условиях величина отношения  $\mathcal{K} : T = R$  в исходной пульсе, поступающей на отмывку, может заметно отличаться от величины отношения  $\mathcal{K} : T = R_{\text{ос}}$  в ступенных продуктах (кеках), выгружаемых из аппаратов на каждой ступени отмывки:

$$R \neq R_{1_{\text{ос}}} = R_{2_{\text{ос}}} = \dots = R_{n_{\text{ос}}}.$$

Такой процесс можно рассматривать состоящим из двух отдельных операций:

1) смешения исходной пульпы с соотношением  $\mathcal{K} : T = R$  и концентрацией отмываемого вещества в жидкой фазе, равной  $C$  кг/л.

со сливом (осветленным раствором) второй стадии отмывки, содержащим  $C_2$  кг/т отмываемого вещества и получающимся в количестве  $\mathcal{K}_{2\text{сд}}$  т на 1 т твердого вещества в исходной пульпе;

2) противоточной отмывки ступенчатого продукта (кека), получаемого на первой стадии отмывки с отношением  $\mathcal{K} : T = R_{1\text{ос}}$  и концентрацией отмываемого вещества в жидкой фазе  $C_1$  кг/т в системе из  $(n - 1)$  стадий отмывки.

При установившемся процессе из первого головного аппарата будет выводиться товарный осветленный раствор в количестве  $\mathcal{K}_{1\text{сд}}$  т на 1 т твердого вещества, причем совершенно очевидно, что

$$\mathcal{K}_{1\text{сд}} = R_{1\text{ос}} \cdot \mathcal{K}_{2\text{сд}} = R_{1\text{ос}}. \quad (13)$$

Если через  $M_1$  обозначить величину модуля отмывки в первом головном аппарате, т. е.

$$M_1 = \frac{\mathcal{K}_{1\text{сд}}}{R_{1\text{ос}}}, \quad (14)$$

то, пользуясь ранее выведенными уравнениями, получим для этого случая

$$\varepsilon = \frac{M^{n-1}}{(M^n - 1) + \frac{M-1}{M_1}} 100\%; \quad (15)$$

$$C_x = \frac{M^{(n+1-x)} - 1}{M^n - 1} \cdot \frac{M_1 + 1 - M}{M_1 + \frac{M-1}{M^n - 1}} C_0. \quad (16)$$

На гидрометаллургических заводах для отмывки растворимых веществ от осадков часто используются оборотные растворы, получающиеся при возврате осветленной жидкости с хвостохранилища, при осаждении химических концентратов из товарных растворов, при промывке ионообменных смол и на других стадиях технологического процесса.

Если промывная жидкость, подаваемая на последнюю ступень отмывки в количестве  $\mathcal{K}_0$  т на 1 т твердого вещества в исходной пульпе, содержит  $C_0$  кг/т отмываемого вещества, то, решая систему уравнений, отображающих материальный баланс процесса при установившемся режиме и при условии  $\mathcal{K}_0 = \mathcal{K}_{\text{сд}}$ , получим

$$C_x = \frac{M^{(n+1-x)} - 1}{M^{(n+1)} - 1} C_1 + \frac{M^{(n+D)} - M^{(n+1-x)}}{M^{(n+1)} - 1} C_0. \quad (17)$$

Совершенно очевидно, что использование в процессе отмывки оборотных растворов, содержащих некоторое количество растворенного отмываемого вещества, приводит к общему повышению концентрации этого вещества в растворах на всех стадиях отмывки. Уравнение (17) позволяет количественно определить влияние содержания отмываемого вещества в промывном растворе на изменение концентрации растворов на каждой отдельной ступени отмывки.

В промышленной практике отмывка растворимых веществ от осадка может осуществляться промывной жидкостью, содержащей растворенное вещество, и, кроме того, величина отношения  $\mathcal{K} : T = R$  в исходной пульпе может отличаться от величины отношения  $\mathcal{K} : T = R_{1\text{ос}} = R_{2\text{ос}} = \dots = R_{n\text{ос}}$  в ступенчатых продуктах (кеках), получаемых в отдельных аппаратах на каждой из ступеней отмывки.

Приведем полученные нами расчетные уравнения для вычисления технологических параметров процесса отмывки и для этого случая:

$$C_x = \frac{M^{(n+1-x)} - 1}{M^n - 1} \cdot \frac{M_1 + 1 - M}{M_1 + \frac{M-1}{M^n - 1}} C_1 + \left[ \frac{M^{(n+1-x)} - 1}{M^n - 1} \cdot \frac{M^{(n+D)} - M^n}{M_1 (M^n - 1) \left[ \frac{M-1}{M^n - 1} \right]} + \frac{M^n - M^{(n+1-x)}}{M^n - 1} \right] C_0; \quad (18)$$

$$\varepsilon = \frac{(M^{(n+1)} - M) C_1 + M (M^{(n+D)} - M) C_0}{(M^{(n+1)} - 1) (C_1 + M C_0)} 100\%. \quad (19)$$

При вычислении числа стадий противоточной отмывки ( $n$ ), необходимых для достижения заданной эффективности процесса или же концентрации отмываемого вещества в жидкой фазе пульпы на последней стадии отмывки  $C_n$ , пользуются уравнением (18) или более простыми уравнениями в зависимости от заданных условий проведения процесса.

Так, например, для случая, когда модуль процесса  $M$  остается постоянным на всех стадиях и промывная жидкость, подаваемая на последнюю ступень отмывки, не содержит отмываемого вещества, т. е.  $M = M_1$  и  $C_0 = 0$ , из уравнения (15) после логарифмиро-

вания и простых преобразований получим

$$n = \frac{\lg \frac{M - \epsilon}{1 - \epsilon} \cdot \lg M}{\lg M}$$

В этом уравнении  $\epsilon$  выражено в долях единицы.

Аналогичным образом может быть получено расчетное уравнение для вычисления необходимого числа ступеней противоточной отмывки и в более сложных случаях, т. е., когда  $M_1 \gg M$  и  $C_0 \neq 0$ .

Выведенные нами уравнения позволяют найти решение всех задач, которые могут возникнуть при исследовании, проектировании и промышленном осуществлении про-

цесса противоточной отмывки растворимых веществ от осадков.

Более сложной задачей является определение количества промывной жидкости для обеспечения требуемой эффективности процесса и концентрации товарного выводного раствора при заданных величинах  $n$  и  $C_0$ . В этом случае возникает необходимость численного решения степенных уравнений графическим или аналитическим методом, приводящим к трудоемким вычислениям. Решение всех расчетных задач значительно упрощается при использовании номограмм, которые могут быть построены на основании полученных обобщенных уравнений.

Поступила в Редакцию 6/VI 1962 г.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. А. П. Зефиров, Б. В. Цевский, Г. Ф. Иванов. Заводы по переработке урановых руд в капиталистических странах. М., Госатомиздат, 1962.
2. А. П. Зефиров, Б. П. Ласкорин, Б. В. Цевский. «Атомная энергия», 11, вып. 2, 153 (1961).
3. И. А. Якубович. «Цветные металлы», № 12, 9 (1957).
4. И. А. Якубович. «Атомная энергия», 8, вып. 6, 525 (1960).
5. Г. Е. Канлан, Б. П. Ласкорин, Б. В. Цевский. «Атомная энергия», 6, вып. 2, 113 (1959).
6. Б. В. Цевский. «Атомная энергия», 6, вып. 1, 5 (1959).
7. В. Б. Шевченко, Б. П. Сударников. Технологии урана. М., Атомиздат, 1961.
8. П. П. Галкин, В. А. Тихомиров. Процессы и аппараты технологии урана. М., Атомиздат, 1961.
9. Д. М. Батунгер, К. С. Федоров. Методы расчета промывки осадков. М., Оборонгиз, 1939.
10. M. Cahlan. Mining Mag., 46, No. 4, 201 (1957).
11. R. Woody. Mining Engng., 10, No. 7, 786 (1958).
12. T. Girby. Chem. Engng., 66, No. 8, 469 (1958).
13. R. Emmet, D. Dahlstrom. Canad. J. Chem. Engng., 37, No. 1, 3 (1959).
14. О. Л. Врук «Химическая промышленность» № 8, 660 (1960); № 8, 596 (1962).

