

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ УКРАИНЫ  
ЛЬВОВСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

На правах рукописи  
УДК 615.023

ВАФАИ РАШИК

ГИДРОДИНАМИКА И МАССООБМЕН ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ  
С РАЗРАБОТКОЙ ЭКСТРАКТОРА НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Специальность 05.17.08 -  
"Процессы и аппараты химической технологии"

А в т о р е ф е р а т  
диссертации на соискание ученой степени  
кандидата технических наук

Львов - 1993 г.



00814727 (Т)

Работа выполнена на кафедре химической промышленности экологии Львовского политехнического института

- Научный руководитель - доктор технических наук, профессор В.М.СЕМВНИШИН
- Научный консультант - кандидат технических наук, доцент В.И.ТРОШКИЙ
- Официальные оппоненты - доктор технических наук, профессор Н.Н.СМИРНОВ  
кандидат технических наук, старший научный сотрудник В.Г.ГОРДИВЕНКО
- Ведущая организация - ВНИИПКНЕФТВХИМ  
НПО "МАСМА" /г.Киев/

Защита диссертации состоится "28" мая 1993 г.  
в 15<sup>00</sup> часов на заседании специализированного совета  
Д 068.36.03 при Львовском политехническом институте по адресу:  
290046, Львов-13, пл. Св.Юра 3/4, корп. 8, ауд. 339.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Львовского политехнического института по адресу: Львов-13, ул.Профессорская,1.

Автореферат разослан "30" апреля 1993 г.

Ученый секретарь  
специализированного совета  
Д 068.36.03

доктор химических наук, профессор

*Семенишин*  
В.М.ЖИЗНЕВСКИЙ

## ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

**Актуальность работы.** Экстрагирование целевых компонентов из пористых материалов находит широкое применение в таких отраслях промышленности как гидрометаллургия, химическая, фармацевтическая, пищевая и другие отрасли. Однако на практике процессы экстрагирования имеют ряд недостатков, которые не позволяют осуществить внедрение более прогрессивных методов экстрагирования. К числу этих недостатков относятся низкие степени извлечения целевых компонентов, большая продолжительность процесса, тенденция к использованию традиционного оборудования без учета механизма извлечения, состояния целевого компонента, структуры инертного пористого скелета и др.

В ряде крупнотоннажных производств содержание целевого компонента в рудном материале мало и составляет всего 2-3%, поэтому требуется перерабатывать большие количества рудного материала в громоздких и малоэффективных аппаратах.

В связи с вышеизложенным возникает необходимость в разработке более прогрессивных методов экстрагирования и оборудования, в котором массообменные процессы при взаимодействии твердой и жидкой фаз протекают более интенсивно. Поэтому изучение гидродинамических и массообменных характеристик процесса экстрагирования с целью разработки более эффективной экстракционной аппаратуры является актуальной задачей.

Работа соответствует научному направлению кафедры химической инженерии и промышленной экологии Львовского политехнического института и выполнялась согласно плана научно-исследовательских работ вузов по процессам и аппаратам химических производств и кибернетики химико-технологических процессов от 8 мая 1987 г. (# гос. рег. 01860053909).

**Цель работы.** Исследование гидродинамики и массопереноса при экстрагировании целевого компонента из полидисперсной смеси руды ( $d_{ср} < 3$  мм), установление на этой основе оптимальных параметров процесса и разработка нового аппарата смешения непрерывного действия.

**Научная новизна.** Разработана математическая модель процесса экстрагирования в аппаратах смешения непрерывного действия с учетом среднего времени пребывания материала в аппарате и кинетики процесса. Предложена методика определения механизма извле-

чения с учетом полидисперсности твердой фазы. Определены значения кинетических коэффициентов и установлена их зависимость от гидродинамических условий проведения процесса;

- разработана методика определения степени извлечения целевого компонента с учетом соотношения твердой и жидкой фаз (Т:Ж) и коэффициента распределения в условиях двухступенчатого противоточного процесса;

Практическая значимость. Разработан экстрактор смешения непрерывного действия и методика его технологического и механического расчетов. Определены оптимальные параметры процесса экстрагирования, обеспечивающие высокую степень извлечения (96%).

Разработана технологическая схема по переработке озокерита из полидисперсной смеси ( $d_{ср} < 3$  мм) для Бориславского озокеритового рудоуправления.

Апробация работы. Материалы диссертации обсуждались на Всесоюзной научно-технической конференции "Интенсификация и безотходные технологии и оборудование", г. Волгоград, 1991 г.; УШ Республиканской конференции "Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств", г. Днепропетровск, 1991 г., а также ежегодных научных семинарах и научных конференциях Львовского политехнического института с 1990 по 1993 г.г.

Публикации. По теме работы опубликовано 5 научных работ (из них 3 тезисы докладов на научных конференциях).

Автор защищает:

- математическую модель процесса экстрагирования в экстракторе смешения непрерывного действия;
- методику установления кинетического механизма извлечения целевого компонента (озокерита) из полидисперсной смеси;
- методику определения кинетических коэффициентов процессов экстрагирования;
- математическую модель определения степени извлечения при экстрагировании для различных условий процесса (соотношение Т:Ж, коэффициента распределения и др.).

Структура и объем работы.

Диссертационная работа состоит из введения и четырех глав, основных выводов, списка использованной литературы и приложений. Материалы изложены на 162 страницах машинописного текста, содержит 36 рис. и 7 таблиц. Список литературы включает 89 наименований.

## СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении обоснована целесообразность и актуальность проблемы, изложены цель работы, ее значимость для науки и техники, сущность выполненных исследований.

В первой главе диссертации изложен обзор литературы по экстракционному извлечению целевых компонентов, изучению кинетических закономерностей процесса извлечения в зависимости от гидродинамических условий в аппаратах с мешалками периодического и непрерывного действия. Рассмотрено состояние экстракционной техники и сделаны выводы о возможности ее использования для определенных технологических процессов, сформулированы цель и задачи исследований.

Во второй главе представлены результаты экспериментальных исследований по влиянию размера частиц на механизм извлечения озокерита из рудного материала. Показано, что для частиц, размер которых  $d_{cp} < 3$  мм, процесс является внешнEDIффузионным, для частиц  $3 < d_{cp} < 9$  мм процесс протекает в смешанной области, и для частиц  $d_{cp} > 9$  мм - внутрEDIдиффузионный. Поскольку целью работы являлась разработка аппарата для экстрагирования из мелких частиц руды ( $d_{cp} < 3$  мм), для которых процесс управляется внешней диффузией, выполнены исследования по выявлению влияния числа оборотов мешалки на интенсивность массообмена. Проведенные исследования по кинетике экстрагирования обобщены уравнением вида

$$1 - \frac{C_1}{C_k} = e^{-K\tau}, \quad (I)$$

где  $K$  - кинетический коэффициент, величина которого определяется гидродинамической обстановкой в аппарате;  $C_1$  и  $C_k$  - текущая и конечная концентрации целевого компонента в растворе соответственно;  $\tau$  - время.

Разработана методика определения кинетического коэффициента  $K$  при различных числах оборотов мешалки.

На рис. I. представлены результаты экспериментальных исследований кинетики экстрагирования из искусственно приготовленной полидисперсной смеси в виде зависимости  $\eta = \ln(1 - \frac{C_1}{C_k}) = f(\tau)$ , позволяющей по тангенсу угла наклона прямых определить значение кинетического коэффициента  $K$ . Выполнено обобщение зависимости

$$K = f(Re_M) \quad (\text{рис. 2}).$$

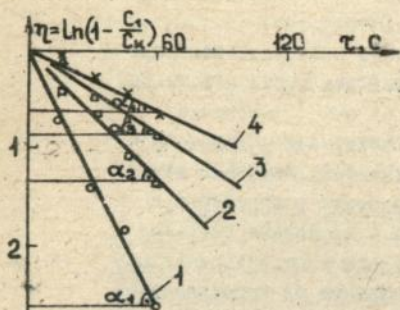


Рис.1. Зависимость  $\ln(1 - \frac{C_1}{C_k}) = f(\tau)$

при  $T_3 = 70^\circ\text{C}$ :

1-  $n = 400$  об/мин.; 2-  $n = 200$  об/мин.;  
3-  $n = 100$  об/мин.; 4-  $n = 50$  об/мин.

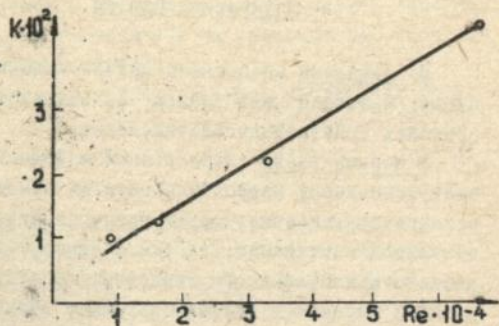


Рис.2. Зависимость  
кинетического коэффициента  $K$  от критерия  
Рейнольдса  $Re_M$ .

Представляет интерес реальная полидисперсная смесь частиц, размер которых меньше 3 мм. Такая смесь представлена кривой распределения (рис.3), из которой следует, что основное влияние на кинетику извлечения вносят фракции, диаметр которых меньше 1мм.

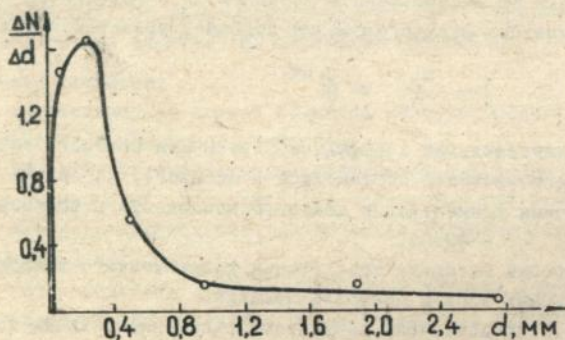


Рис.3. Кривая распределения фракционного  
состава частиц размером  $d_{cp} < 3$  мм.

Исследование кинетики извлечения из такой смеси показало, что в процессе извлечения наблюдается два режима: при  $\tau < 60$  с имеет место нерегулярный режим и при  $\tau > 60$  с - регулярный режим (рис. 4).

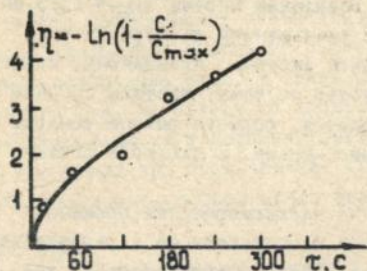


Рис. 4. Зависимость степени извлечения от времени при 20°C

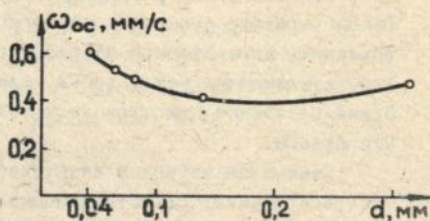


Рис. 5. Зависимость скорости разделения суспензии от диаметра частиц

Такая зависимость свидетельствует о том, что извлекаемый компонент находится как в свободном виде (мелкие фракции), так и дисперсно распределен внутри пористых частиц (более крупные фракции). Поэтому при извлечении из реальной смеси процесс протекает по смешанному механизму (внутридиффузионному и внешнедиффузионному).

Так как целью работы являлась разработка экстрактора идеального смешения непрерывного действия, то возникла необходимость в выборе типа перемешивающего устройства.

В связи с этим изучалось влияние типа и числа оборотов мешалки на эффективность перемешивания.

В результате исследований установлено, что для каждого типа мешалки существует оптимальное число оборотов, при котором достигается максимальная равномерность распределения частиц в жидкости. Для интенсивного массообмена желательно достижение равномерного распределения твердой и жидкой фаз, так как в дальнейшем это может оказывать определенное влияние на время пребывания частиц в аппарате смешения непрерывного действия.

В процессе экстрагирования важной стадией является не только перемешивание, но и разделение неоднородной системы. В связи с этим в разработанном экстракторе непрерывного действия в одном аппарате сочетаются процессы экстрагирования и разделения. Поэто-

му возникла необходимость в определении скорости стесненного осаждения полидисперсной смеси.

На рис.5 показана зависимость скорости осаждения от диаметра частиц. Как видно из рис.5 при осаждении частиц  $d_{op} < 0,15$  мм скорость осаждения увеличивается с уменьшением размера частиц. Такой характер поведения неоднородной системы, повидимому, можно объяснить агрегативной неустойчивостью системы. Частицы суспензии, сталкиваясь между собой, слипаются, образуя рыхлый осадок. Время осаждения при этом значительно меньше, а скорость осаждения больше.

Данные по изучению кинетических закономерностей процесса экстрагирования, свойства суспензии и способности ее к разделению послужили основой для разработки экстрактора непрерывного действия для извлечения оксерида из мелких полидисперсных частиц. Такая экстракционная установка состоит из трех основных узлов: аппарата с турбинной мешалкой 1, камеры разделения твердой и жидкой фаз 2 и приспособления для загрузки и выгрузки твердой фазы 3 (рис.6).

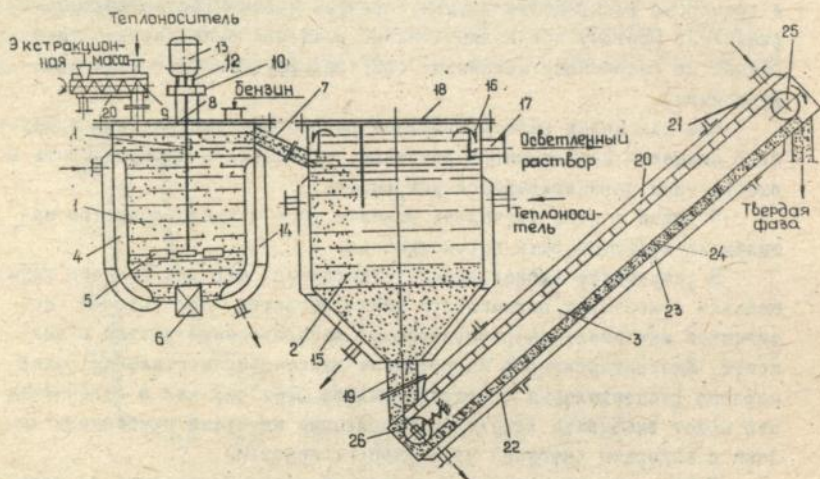


Рис.6. Экстракционная установка

1 - экстрактор; 2-разделитель; 3-разгрузочное устройство; 4-ребр; 5-турбинная мешалка; 6-штуцер; 7-переливной патрубок; 8-крышка; 9-питатель шнековый; 10-торцевое уплотнение; 11-вал; 12-редуктор; 13-двигатель; 14,15,20-рубашки; 16-кольцевой желоб; 17-патрубок для удаления раствора; 18-крышка; 19-разгрузочный патрубок твердой фазы; 21-приводная секция; 22-секция загрузки; 23-промежуточная секция; 24-скребок; 25-приводная звездочка; 26-натяжная звездочка.

Опыты по исследованию кинетики извлечения в условиях непрерывного процесса осуществлялись по методике, сущность которой заключалась в следующем. Навеска руды в зависимости от выбранного соотношения твердой и жидкой фаз (Т:Ж) загружалась в экстрактор, заполненный необходимым количеством растворителя. Далее равномерно в аппарат с помощью шнекового питателя непрерывно подавалась руда, а также растворитель для поддержания заданного Т:Ж. На выходе из аппарата отбирались пробы, которые анализировали на содержание целевого компонента в растворе. Опыты проводили при соотношениях Т:Ж, равных 1:2; 1:3; 1:4; 1:5; 1:6. Результаты опытов представлены на рис.7.

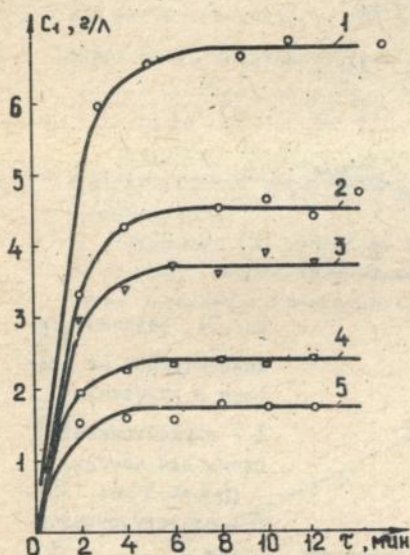


Рис.7. Зависимость концентрации озокерита в растворе от времени экстрагирования при разных Т:Ж:

- 1 - 1:2; 2 - 1:3;  
 3 - 1:4; 4 - 1:5;  
 5 - 1:6;  $d_{ср} < 3$  мм

Как видно из рис.7 увеличение соотношения Т:Ж приводит к уменьшению концентрации озокерита в растворе. Установлено, что в указанных условиях достигаемая степень извлечения составляет 65-80% и зависит от соотношения Т:Ж (рис.8). Чем больше это соотношение, тем выше степень извлечения.

Обеспечение более высокой степени извлечения достигается за счет двухступенчатого процесса экстрагирования, представленного на рис.9 в виде зависимости  $C_1 = f(\tau)$ . Для сравнения на этом рисунке показаны результаты при экстрагировании в условиях одноступенчатого процесса.

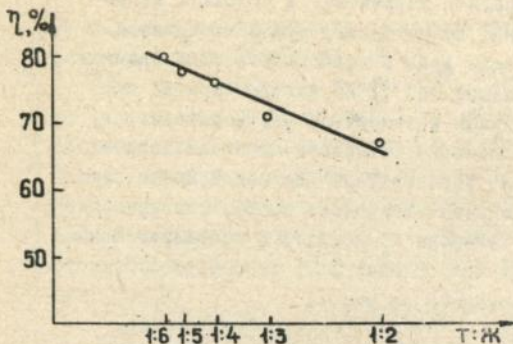


Рис.8. Зависимость степени извлечения озокерита от соотношения твердой и жидкой фаз

Установлено, что использования двухступенчатой схемы позволяет извлекать более 96% озокерита.

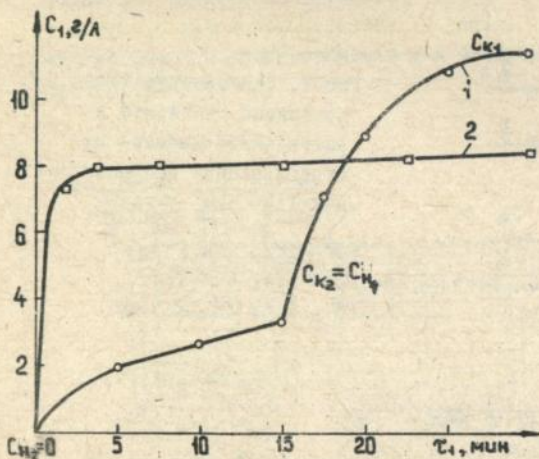


Рис.9. Зависимость концентрации от времени в условиях:

1 - двухступенчатой схемы для частиц  $d_{ср} < 3$  мм;  
2 - одноступенчатой схемы.

Для расчета кинетики непрерывнодействующего процесса разработана математическая модель в виде системы уравнений, включающих уравнения материального баланса (2), кинетики (3) и среднее время пребывания (4) частиц в аппарате.

$$W(C_1 - C_n) = -G \int_0^{\infty} \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} e^{-\tau/\bar{\tau}} d\tau; \quad (2)$$

$$\frac{dc}{d\tau} = -C_0 \cdot \mu \cdot e^{-\mu\tau}; \quad (3)$$

$$\bar{\tau} = \frac{G_0}{G}. \quad (4)$$

где  $\bar{\tau}$  - среднее время пребывания твердой фазы;  $G_0$  - масса руды в аппарате в процессе экстрагирования;  $G$  - расход руды;  $W$  - расход растворителя;  $\mu$  - кинетический коэффициент.

Решение системы (2) - (4) приводит к уравнению кинетики (5), позволяющему рассчитывать концентрацию озокерита в аппарате  $C_1$ , при различных соотношениях Т:Ж и кинетическом коэффициенте  $\mu$

$$\frac{1}{C_1 - C_n} = \frac{W}{G_0 \cdot C_0} \left( \bar{\tau} + \frac{1}{\mu} \right). \quad (5)$$

Выполнена проверка уравнения (5) на адекватность, которая показала удовлетворительное совпадение экспериментальных данных с расчетными.

Уравнение (5) позволяет определять кинетический коэффициент по отрезку, отсекаемому на оси ординат прямой  $\frac{1}{C_1} = f(\bar{\tau})$ . Такая зависимость представлена на рис.10.

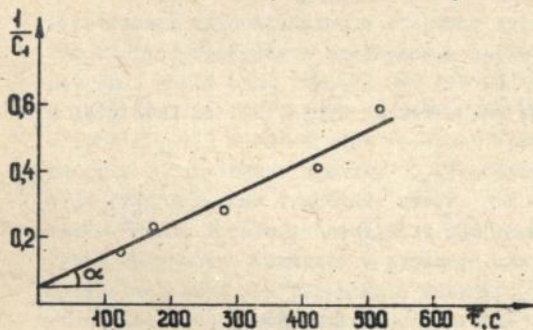


Рис.10. Зависимость концентрации  $\frac{1}{C_1}$  от среднего времени пребывания частиц в аппарате в виде  $\frac{1}{C_1} = f(\bar{\tau})$

Обработкой данных получено значение  $\mu$  для различных соотношений Т:Ж  $\mu = 0,04 \frac{1}{с}$ .

Таким образом, уравнение (5) может быть использовано для прогнозирования кинетики непрерывного процесса при различных значениях Т:Ж.

В третьей главе приведен технологический и механический расчет экстрактора, а также описание работы отдельных его узлов.

Выполнен расчет степени извлечения озокерита для двухступенчатой противоточной схемы (рис. II).

Разработана математическая модель двухступенчатого процесса экстрагирования, которая представляет систему уравнения материального баланса (6-8) и условия равновесия (9-10).

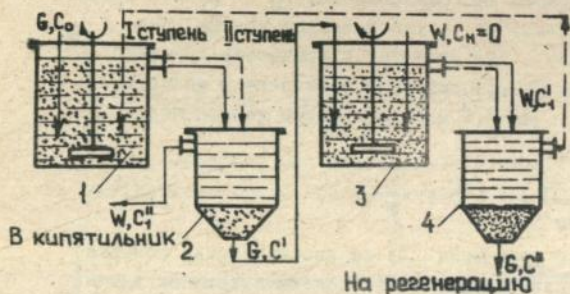


Рис. II. Схема материальных потоков

1, 3 - экстракторы первой и второй ступени;  
2, 4 - разделители-отстойники первой и второй ступени соответственно

для первой ступени

$$G(C_0 - C') = W(C_1'' - C_1'); \quad (6)$$

для второй ступени

$$G(C' - C'') = W(C_1' - C_1); \quad (7)$$

для всей установки

$$G(C_0 - C'') = W(C_1'' - C_1); \quad (8)$$

$$C'' = m C_1'; \quad (9) \quad C' = m C_1''. \quad (10)$$

Решение системы уравнений (6)-(10) приводит к окончательному виду

$$\eta = 1 - \frac{C''}{C_0} = 1 - \frac{1}{1 + \frac{1}{m\beta} + \frac{1}{m^2\beta^2}}, \quad (11)$$

где  $\beta = \frac{G}{W}$ .

Уравнение (II) позволяет установить связь между степенью извлечения  $\eta$  и соотношением Т:Ж с учетом коэффициента распределения  $M$ .

Более точный результат может быть получен на основе реальной кинетики процесса.

Так для условий  $\mu = 0,04$  л/с;  $\frac{W}{G_0} = 0,019$  л/с;  $\beta = 0,2$ ;  $T = 300$ с система уравнений (6)-(10) приводится к численному виду

$$\begin{aligned} 0,2 \cdot (0,0249 - C^I) &= C_1^{\text{II}} - C_1^I; \\ 0,2 (C^I - C^{\text{II}}) &= C_1^I; \\ C_1^{\text{II}} - C_1^I &= 0,004; \\ C^I &= C_1^I \cdot 6,18. \end{aligned} \quad (12)$$

Степень извлечения при данных значениях  $C^{\text{II}}$  и  $C_0$  в соответствии с (II) составляет 96%, что соответствует экспериментальным данным.

В четвертой главе представлена аппаратурно-технологическая схема экстрагирования озокерита, обеспечивающая высокую степень извлечения (96%) целевого компонента из смеси мелких частиц ( $d_{\text{ср}} < 3$  мм) (см. рис. 12), в которой использованы полученные ранее результаты исследований.

Согласно схеме (рис. 12), озокеритовая руда, прошедшая предварительную классификацию и операцию дробления, ленточным транспортером 2 подается в инерционный грохот 3. После классификации основная масса руды ( $d_{\text{ср}} > 3$  мм) ленточным транспортером подается в диффузоры на экстракцию по заводской технологии, а руда с диаметром  $d_{\text{ср}} < 3$  мм ленточным транспортером 4 подается на термобработку в барабанную сушилку 5. Термобработка руды осуществляется отработанными топочными газами при температуре 120°C прямотоком. После термобработки руда непрерывно подается в экстрактор 6 (аппарат с мешалкой и рубашкой для обогрева) первой ступени экстрагирования при включенной мешалке. В экстрактор 6 одновременно с рудой непрерывно насосом 13 перекачивается мисцелла со второй ступени экстрагирования. Температура экстрагирования 70°C. Давление - атмосферное. Соотношение фаз Т:Ж = 1:3. Образующаяся суспензия (мисцелла-руда) через переливной патрубок непрерывно вытесняется в отстойник 7, где мисцелла осветляется, и через верхний переливной патрубок непрерывно самотеком отводится в емкость 14 с рубашкой для обогрева, откуда насосом 15 подается на

обогреваемый фильтр 16 и далее на разделение. Обогрев рубашек во всех случаях осуществляется горячей водой с температурой 80<sup>0</sup>С.

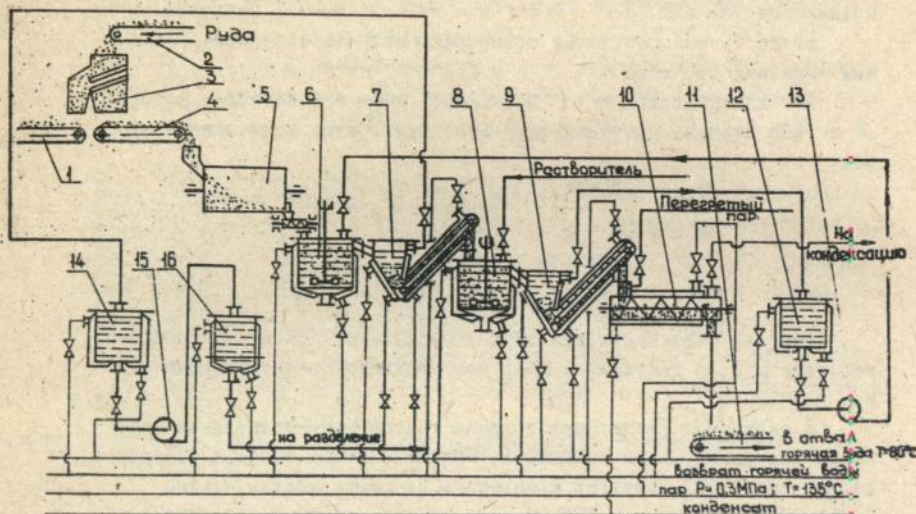


Рис.12. Технологическая схема двухстадийной противоточной экстракции.

1,2,4,11 - ленточные транспортеры; 3 - инерционный грохот; 5 - барабанная сушилка; 6,8 - экстрактор; 7,9 - отстойник; 10 - регенератор; 12,14 - емкость; 13,15 - насосы; 16-фильтр.

Проекстранированная твердая фаза скребковым транспортером из отстойника 7 подается на промывку в экстрактор 8 при включенной мешалке. В экстрактор 8 непрерывно подается свежий растворитель, предварительно подогретый до температуры 70<sup>0</sup>С. Аналогично первой ступени, суспензия вытесняется через переливной патрубок в отстойник 9, откуда осветленная мисцелла подается в экстрактор 6 первой ступени. Проекстранированная руда скребковым транспортером непрерывно подается на регенерацию в пропариватель-регенератор 10 типа "Венулет" для удаления паров бензина.

Процесс регенерации растворителя осуществляется острым перегретым паром при давлении 0,25 МПа и температур 160+170<sup>0</sup>С в течение 15+20 минут.

После регенерации руда ленточным транспортером II направляется в ствал, а смесь паров бензин-вода подается на конденсацию и разделение.

Предварительные испытания экстракционной установки показали ее работоспособность, а полученные результаты могут служить основой для выдачи исходных данных на проектирование узла переработки смеси, состоящей из мелких частиц для Бориславского рудоуправления.

Приведен расчет материальных потоков, а также параметров, при которых достигается эффективная работа аппаратуры. Сделан механический расчет основных узлов установки.

### ВЫВОДЫ

1. Изучена кинетика экстрагирования озокерита из смеси частиц руды размером менее 3 мм при различных гидродинамических условиях. Показано, что увеличение интенсивности перемешивания приводит к значительному увеличению скорости извлечения.

Предложена методика определения кинетических коэффициентов и определены их численные значения в зависимости от интенсивности перемешивания.

2. Разработана математическая модель процесса экстрагирования в экстракторе непрерывного действия. Получено уравнение (5) для расчета концентрационных кинетических кривых фаз. Проведена проверка уравнения на адекватность, которая показала удовлетворительное совпадение экспериментальных данных с их расчетными значениями.

3. Разработана методика определения заданной степени извлечения для противоточной многоступенчатой схемы извлечения, учитывающая материальные потоки, кинетический коэффициент извлечения и константы распределения.

4. Разработан экстрактор смешения непрерывного действия для переработки озокеритовой руды размером частиц менее 3 мм. Проведены испытания опытного образца такого экстрактора, определены оптимальные условия его работы. Экстрактор такого типа может быть использован для эффективного извлечения озокерита в условиях непрерывного процесса. Степень извлечения в таком аппарате может быть доведена до 96% при работе по двухступенчатой противоточной схеме.

5. Осуществлен технологический и механический расчет экстракционной установки и ее основных узлов (экстрактор, разделитель, транспортер).

6. Приведена принципиальная аппаратурно-технологическая схема переработки озокеритовой руды, содержащей частицы размером менее 3 мм с использованием экстракторов смешения непрерывного действия и установлены технологические параметры процесса.

Основное содержание диссертации изложено в следующих работах

1. В.І.Троцький, Б.М.Рибачок, Р.Вафаї. Кінетика екстрагування цільових компонентів з насіння моркви дикої. Вісн.Львів.політехн.Інституту Хімія, технологія речовин та їх використання, 1991, с.82.

2. Мартыняк О.В., Аль-Джохари Хсен, Вафаи Рафик. Проблема получения осветленного озокерита. УШ Республиканская конференция "Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств", Днепропетровск, 1991, с.71.

3. Семеншин В.М., Троцкий В.И., Мартыняк О.В., Вафаи Рафик. Интенсификация процессов экстракционного извлечения озокерита. Всесоюзная научно-техническая конференция "Интенсивные и безотходные технологии и оборудование". Тезисы докладов, ч.І, Волгоград, 1991, с.4.

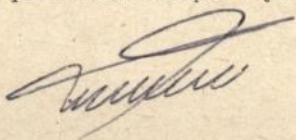
4. Малык Ю.А., Мартыняк О.В., Вафаи Рафик. Интенсификация процесса получения щелочной фосфатазы. УШ Республиканская конференция "Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств", Днепропетровск, 1991, с.86.

5. Х.Аль-Джохари, Вафаї Рафік, О.В.Мартыняк, В.М.Семеншин. Дослідження кінетики сумісного вилугування і розчинення озокериту з руди. Вісн.Львів.політехн.Інституту Хімія, технологія речовин та їх застосування, 1992; с.61.

#### Условные обозначения

$C_1$  - текущая концентрация, кг/м<sup>3</sup>;  $C_K$  - конечная концентрация, кг/м<sup>3</sup>;  $K$  - кинетический коэффициент, л/с;  $\tau$  - время, с;  $\bar{\tau}$  - среднее время пребывания твердой фазы в аппарате, с;  $w$  - количество растворителя, м<sup>3</sup>/с;  $C_N$  - начальная концентрация озокерита в растворе, кг/м<sup>3</sup>;  $G$  - расход руды, кг/с;  $G_0$  - масса руды в

аппарате, кг;  $k$  - кинетический коэффициент, 1/с;  $C_0$  - начальная концентрация озокерита в руде, кг/кг;  $C'$  - концентрация озокерита в руде, которая покидает первую ступень, кг/кг;  $C''$  - концентрация озокерита в руде, которая покидает вторую ступень, кг/кг;  $C'_1$  - концентрация озокерита в растворе на выходе из разделителя первой ступени, кг/м<sup>3</sup>;  $C'_2$  - концентрация озокерита в растворе после разделителя второй ступени;  $m$  - константа распределения.



Подп. к печати 28.04.93. Формат 60x84<sup>1</sup>/16  
Бумага типограф. № 2, Орс. печ. Усл. печ. л 1  
Усл. крас.-отт. 1 Учетно-изд. л 0,93  
Тираж 100 экз. Зак. 77 Бесплатно

---

ЛПИ 290646 Львов-13, Ст. Бандеры, 12

Участок оперативной печати ЛПИ  
Львов, ул. Городецкая, 286

ЛНБ ім. В. Стефаника  
АН України

LIBRARY OF THE  
MUSEUM OF NATURAL HISTORY  
AND  
GEOGRAPHY  
OF THE  
CITY OF BOSTON

465244

~~Ab 27.236~~  
**Ab 27.236**